



Universidad de las Fuerzas Armadas ESPE-L

Departamento de Ciencias de la Energía y Mecánica
Carrera de Petroquímica

Diseño conceptual del proceso de steam-cracking para una capacidad de procesamiento de 240.000 TMA de nafta.

Unidad de Integración Curricular, previo a la obtención del Título de Petroquímico

Autor:

Andrade Valens, Anthony Israel

Director: Ing. Robalino Cacuango. Milton Javier. MSc.



CONTENIDO



INTRODUCCIÓN



Productos petroquímicos básicos de alta demanda y valor agregado



Diseño conceptual

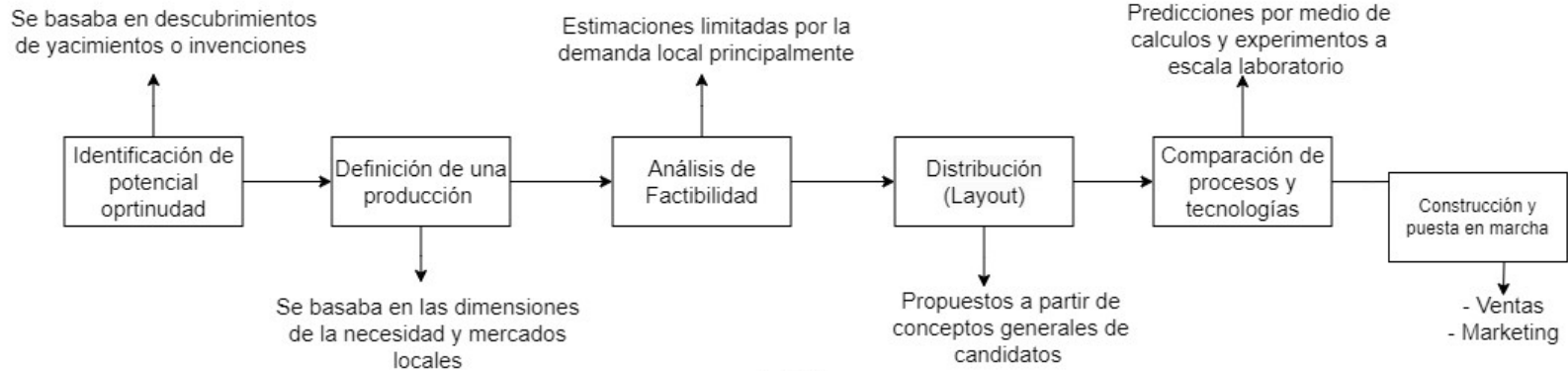


Steam Cracking

CONCEPTOS PRIMORDIALES

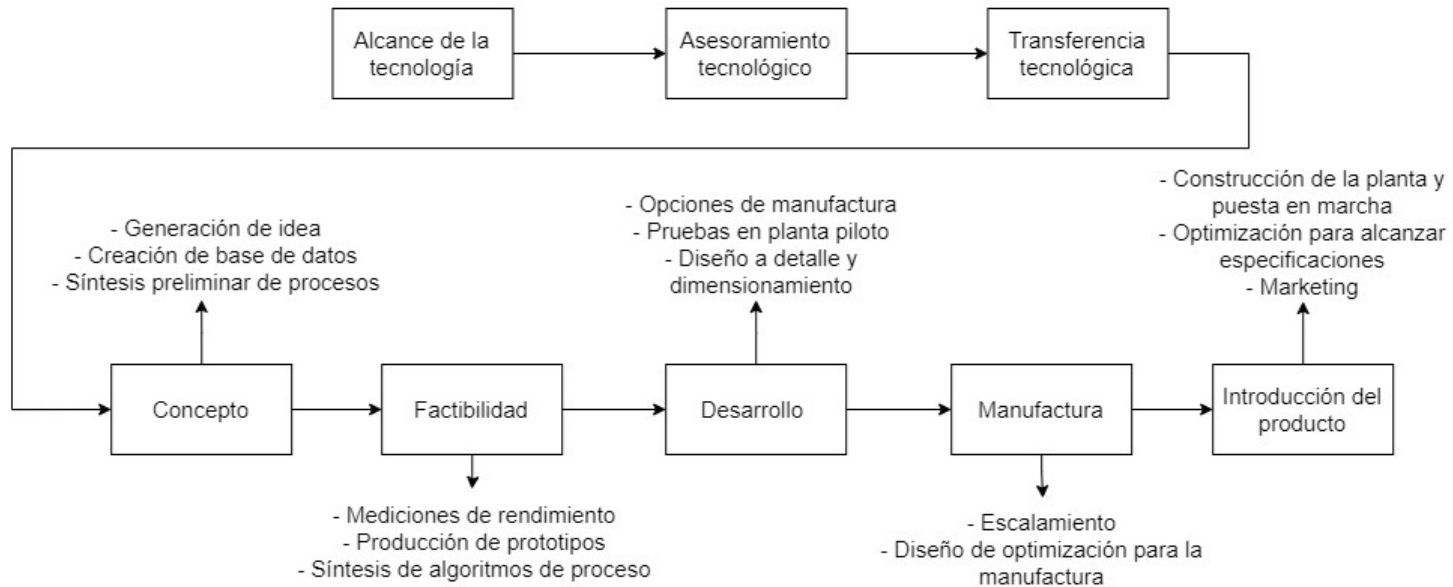
INTRODUCCIÓN

DISEÑO DE PLANTAS SIGLO XX

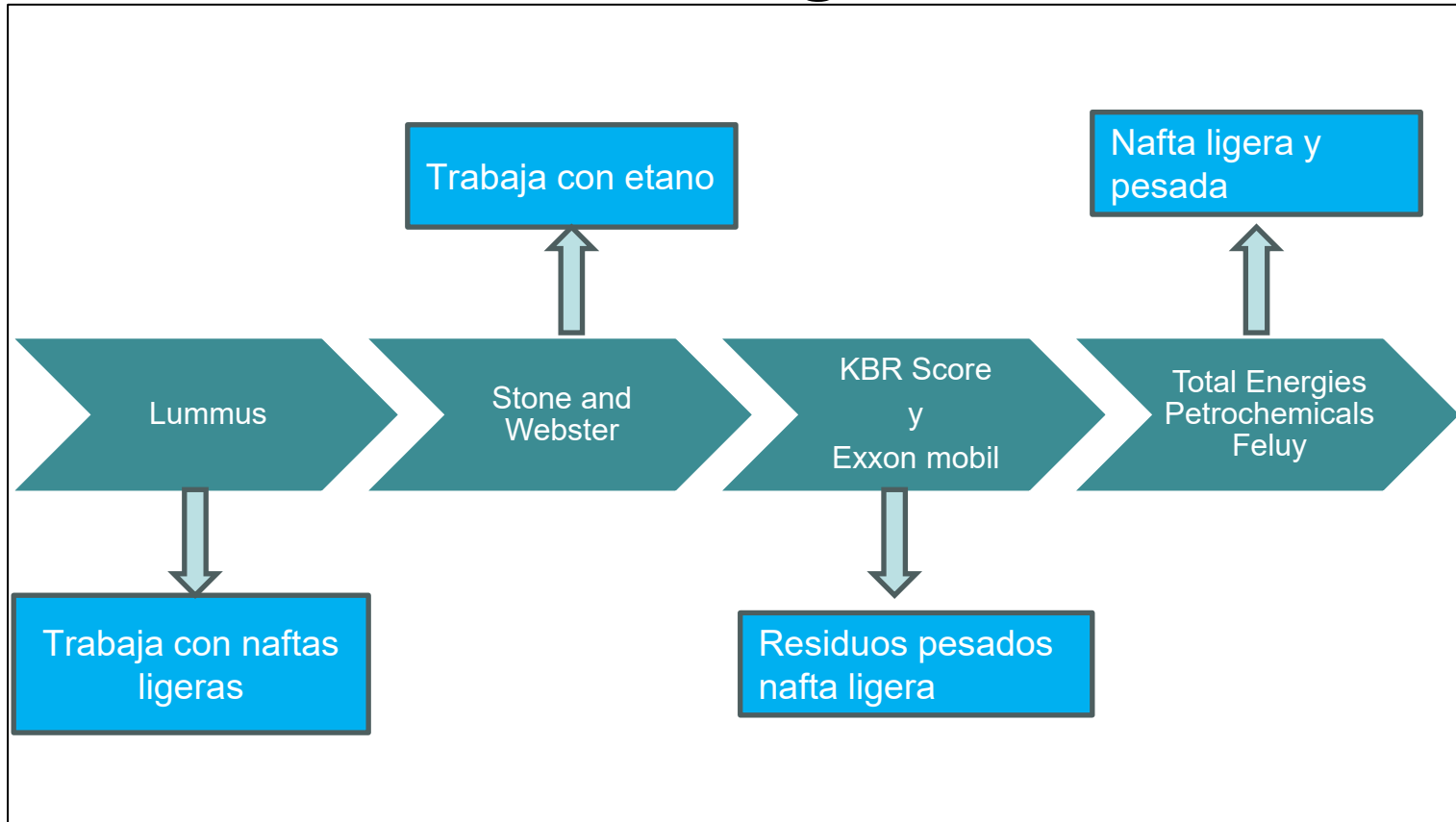


VS

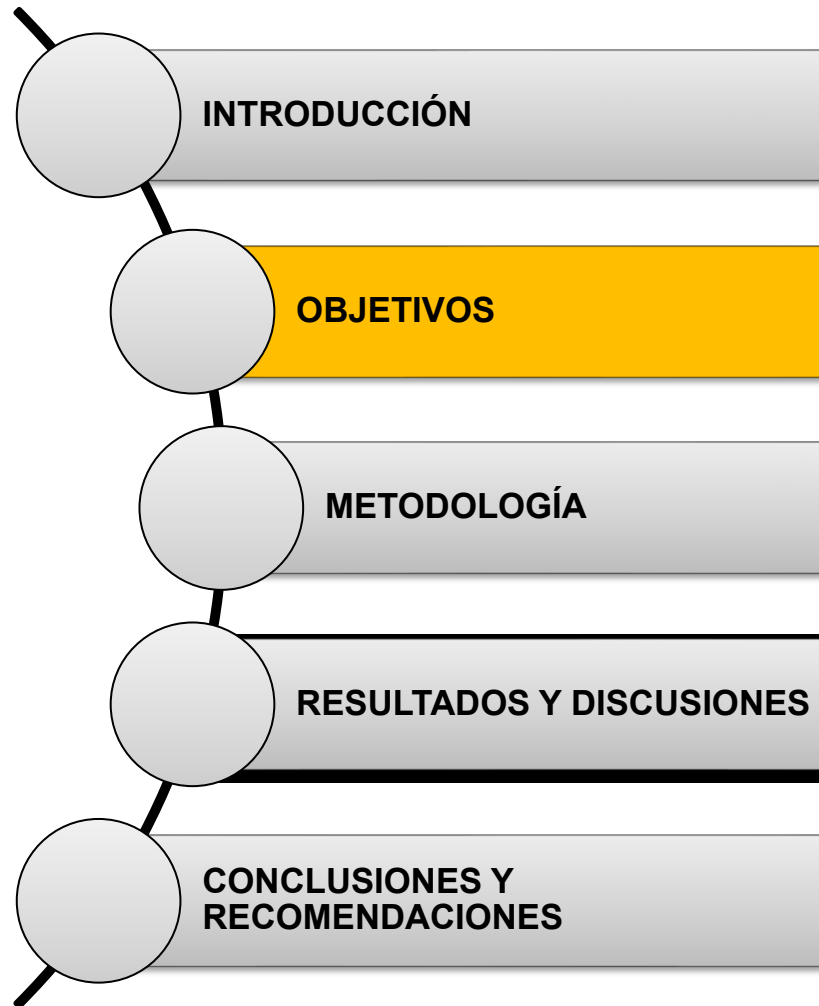
DISEÑO CONTEMPORANEO DE PLANTAS



Tecnologías de proceso de steam cracking



CONTENIDO



Objetivo general

Realizar el diseño conceptual del proceso de Steam-cracking para una capacidad de procesamiento de 240 000 TMA.

Objetivos específicos

- Investigar sobre el estado del arte y concepto del Steam-cracking.
- Generar diagramas de flujo de procesos y balance de materiales.
- Realizar la estimación de costos de capital de inversión utilizando un resumen de equipos y procesos.

Materia prima

Disponibilidad de la materia prima (2022)					
	Densidad				
	nafta	740 Kg/m ³			Estimación
	BAR/año	m ³ /año nafta	Kg/año	KTon/año	KTon/año
REFINERIAS	nafta			nafta base	nafta ligera
Esmeraldas	836797	133050.723	98457535.02	98.457	9.845
Libertad	1007300	160160.7	118518918	118.518	11.851
Shushufindi	904852	143871.468	106464886.3	106.464	10.646
			TOTAL	323.441	32.3441

Nota. Producción de nafta por refinerías. Adaptado de (Informe estadístico enero-diciembre del 2022 EP Petroecuador)



CONTENIDO



Revisión bibliográfica

- Recopilación de datos locales.
- Estudio de patentes.
- Bases de la simulación.

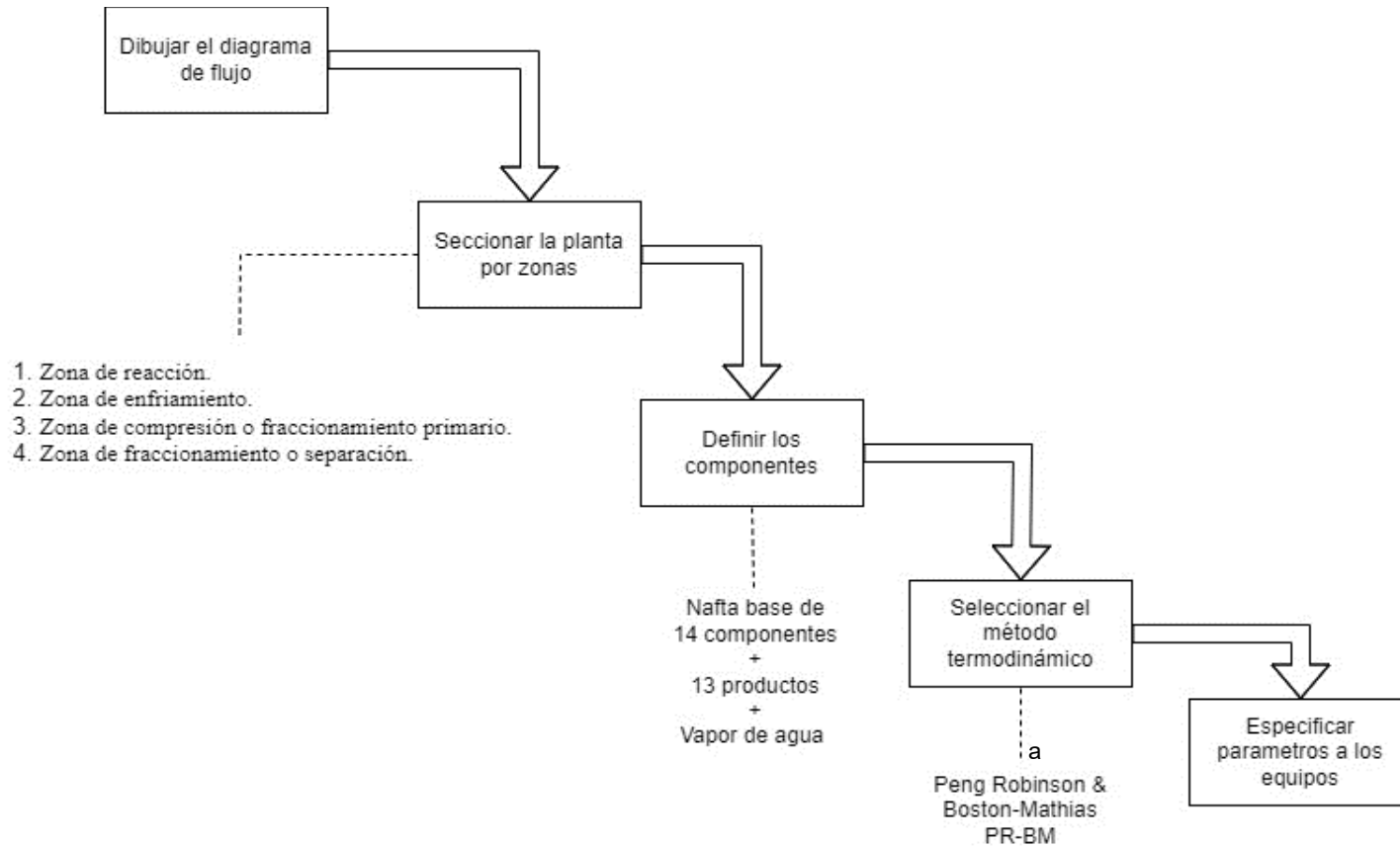
Simulación

Balances energéticos y de materiales

Estimación de costos

- Requerimientos de utilidad.
- Estimación de costo de capital de inversión por métodos de escalamiento.
- Inversión total de capital.

Proceso de simulación



a. Pramod, K., & Deepak, K. (1985)

Balances de masa

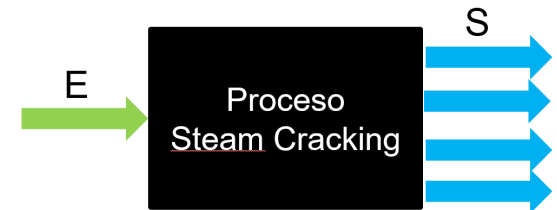
Ecuación balance de masa global del proceso

$$E - S + G = A$$

$$E = S$$

$$\sum \dot{m}_{\text{Corrientes de entrada}} = \sum \dot{m}_{\text{Corrientes de salida}}$$

Corrientes de entrada	Corrientes de salida
Nafta 240 KTMA	Etileno
Agua 84 KTMA	Propileno
	Etano
	Propano
	Metano
	Hidrógeno residual
	C4-
	C5+
	Agua contaminada de HC
Total: 240 KTMA + 84 KTMA = 324	Total: 324 KTMA



Balances energéticos

UNIDAD DE PROCESO	Carácter energético
Horno pirólisis (F-101)	Endotérmico
Generador de vapor (F-100)	Endotérmico
Rehervidor (E-408)	Endotérmico
Rehervidor (E-410)	Endotérmico
Rehervidor (E-406)	Endotérmico
Rehervidor (E-402)	Endotérmico
Rehervidor (E-400)	Endotérmico
Rehervidor (E-411)	Endotérmico
Rehervidor E-405 (E-404)	Endotérmico
Compresor (C-200)	Endotérmico
Bomba (P-100)	Endotérmico
Bomba (P-400)	Endotérmico
Multi compresor (C-300)	Endotérmico
Compresor (C-400)	Endotérmico
Enfriador (E-200)	Exotérmico
Enfriador (E-201)	Exotérmico
Condensador (E-410)	Exotérmico
Condensador (E-407)	Exotérmico
Enfriador (E-202)	Exotérmico
Enfriador (E-300)	Exotérmico
Enfriador (E-400)	Exotérmico
Enfriador (E-203)	Exotérmico
Condensador (E-405)	Exotérmico
Condensador (E-403)	Exotérmico
Condensador (E-401)	Exotérmico
Condensador (E-412)	Exotérmico
Enfriador (E-301)	Exotérmico
Condensador (E-409)	Exotérmico

1. Columna de unidades o equipos.

2. Tipo de intercambio de calor.

3. Energía de la fuente o sumidero
MJ/Kg nafta procesada.

4. Temperatura o ΔT °C
Final – inicial.

5. Utilidad requerida.

Metodología propuesta por Peters, et al., (2003).

14



Estimación de costo por escalamiento

$$costo_2 = \left(\frac{capacidad_2}{capacidad_1} \right)^m * \left(\frac{I}{I_{base}} \right) * costo_1$$

Donde:

Capacidad 2: Capacidad de la planta de steam cracking propuesta = 0.240 MTMA

Capacidad 1: Capacidad de la planta de steam cracking de referencia = 3.07

MTMA

I = CE del año actual (2022) = 813

I = CE del año de referencia (2017) = 576.5

Costo 2: Costo de la planta de steam cracking propuesta

Costo 1: Costo de la planta de steam cracking de referencia

m = 0,7 según (Sapilla, 2017) y también se encuentra dentro del rango que sugiere

Seider et al., (2009).

Estimación de costos

Tipo de equipo	Parámetro	Fórmula	Rango	Material
Horno de pirólisis	Absorbedor e calor Q, Btu/h	$C_P = 0.650 Q^{0.81}$	10-500 millones Btu/h	Acero al carbono
Caldera	Absorbedor e calor Q, Btu/h	$C_P = 0.367 Q^{0.77}$	0,5-70 millones Btu/hr	Acero al carbono
Intercambiadores de calor (tubo espiral)	Área de transferencia de calor, A, ft ²	$C_p = \exp\{8.0757 + 0.4343[\ln(A)] + 0.03812[\ln(A)]^2\}$	1-500 ft ²	Acero al carbono
Compresores centrífugos	Potencia, Hp	$C_p = e^{[7.58+0.8 \cdot \ln(P_c)]}$	300-1000 hp	Acero al carbono
Tanques de almacenamiento	Volumen, V, gal	$C_P = 60 V^{0.72}$	10,000-1,000,000 gal	Acero al carbono
Bomba centrífuga	Flujo volumétrico; gal / min	$C_B = \exp\{9.7171 - 6019[\ln(S)] + 0.0519[\ln(S)]^2\}$	400 a 100,000 S	Acero al carbono
Compresor de Tornillo	Potencia, Hp	$C_B = \exp\{8.1238 + 0,7243[\ln(P_c)]\}$	10 a 750 Hp	Acero al carbono

16

Nota. Costo de compra C_p y modulo desnudo C_b de diferentes equipos industriales. Adaptado de Seider et al., (2009)



Estimación de costos por componentes del TCI

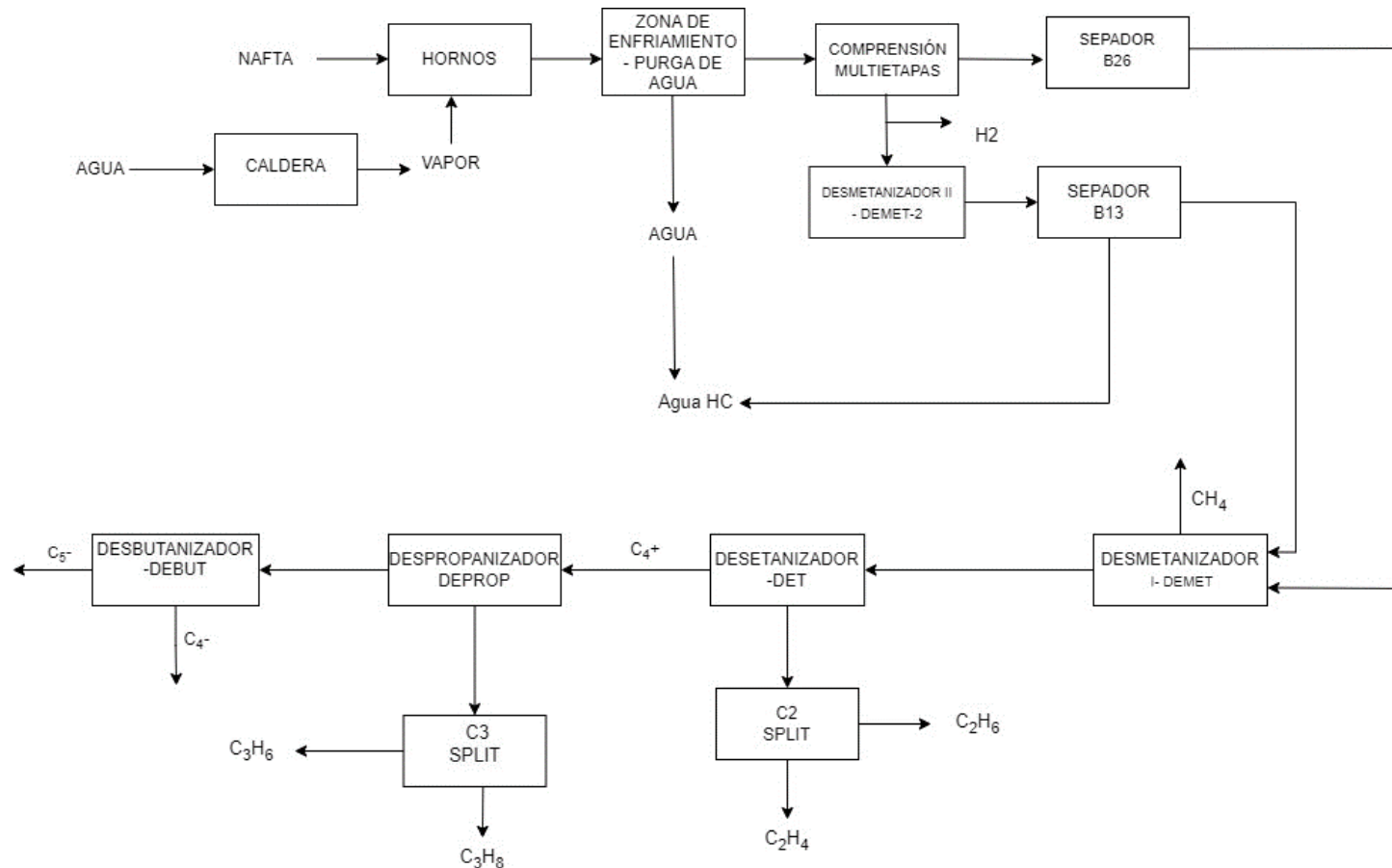
CAPITAL TOTAL DE INVERSION (Costo en <u>Millones de U.S.D</u>)			
Inversión total en módulos desnudos	XXXX		
Coste de preparación del terreno	XXXX		
Coste de las instalaciones de servicios	XXXX		
Costes asignados a plantas de servicios e instalaciones conexas	XXXX		
<u>Inversión directa permanente</u>		XXXX	
Coste de imprevistos y honorarios del contratista		XXXX	
Total capital amortizable			XXXX
Coste del <u>terreno</u>			XXXX
Coste de puesta en marcha de la planta			Xxxx
Total <u>inversión permanente</u>			
Capital <u>circulante</u>			XXXX
Total <u>inversión de capital</u>			XXXX
Costo total de inversión con fator de sitio*1,25			XXXX

Nota. Adaptado de Seider et al., (2009)

CONTENIDO

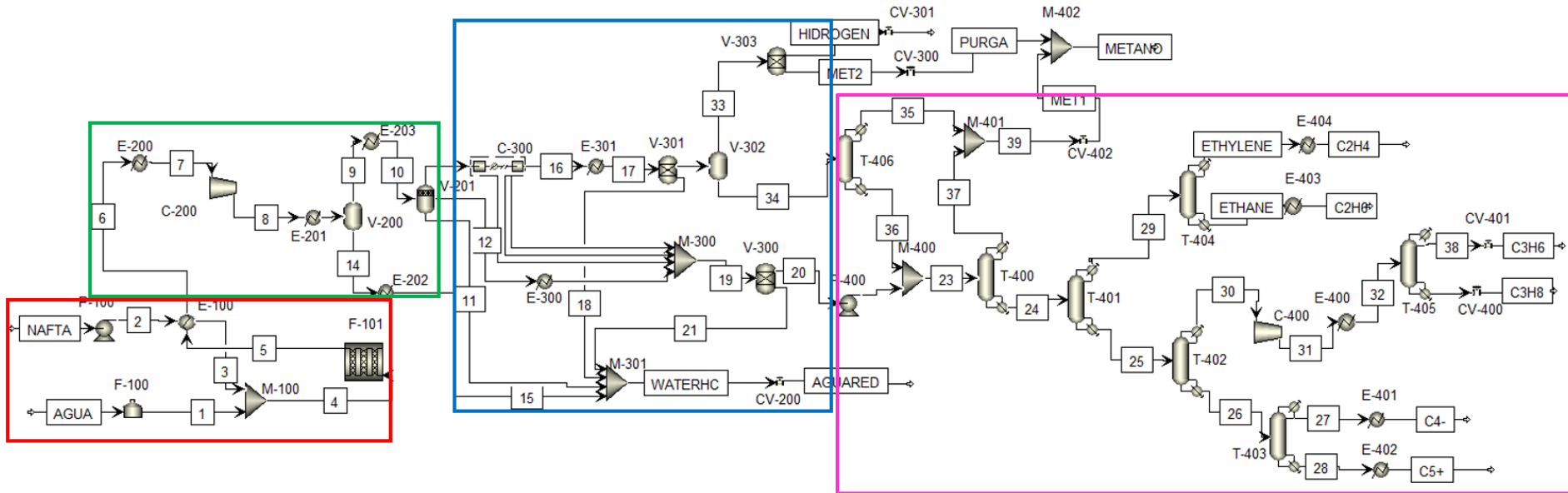


Proceso de steam cracking propuesto



El diagrama de flujo BFD generado, se aproximó bastante al propuesto por la patente de la compañía Total Energies Petrochemicals Feluy, reportado por Vermeiren et al., (2010).

Hoja de flujo de la simulación del proceso de steam cracking propuesto



El diagrama de la simulación generado permite identificar claramente las diversas zonas o etapas de la planta de steam cracking.

Balance de masa global

Corrientes de entrada	Corrientes de salida
Nafta 240 KTMA	Etileno 33.263 KTMA
Agua 84 KTMA	Propileno 31.596 KTMA
	Etano 5.800 KTMA
	Propano 1.571 KTMA
	Metano 19.009 KTMA
	Hidrogeno residual 2.443 KTMA
	C4- 48.065 KTMA
	C5+ 98.242 KTMA
	Agua contaminada de HC 84.011 KTMA
Total: 240 + 84 = 324 KTMA	Total: 324 KTMA

Resumen del balance de calor

Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	Utilidad requerida	Unidad	Tipo de intercambio de calor	Energía de Fuente o sumidero (MJ/Kg nafta)	Temperatura o ΔT °C Final - inicial	Utilidad requerida
Horno pirólisis (F-101)	Calor de reacción y sensible	2.61541	800 - 452	Fuel oil No. 6	Condensador (E-407)	Calor latente	0.34443	35.7 - 116.25	Agua de refrigeración
Generador de vapor (F-100)	Calor sensible y latente	1.11849	530 - 25	Fuel oil No. 6	Enfriador (E-202)	Calor Sensible	0.12012	10 - 100	Agua helada
Rehervidor (E-408)	Calor sensible y latente	0.08517	-30.7 - (-48.8)	Vapor de BP (50 psig)	Condensador (E-405)	Calor latente	0.11234	20.2 - 69.71	Agua helada
Rehervidor (E-410)	Calor sensible y latente	0.69813	58.8 - 25	Vapor de BP (50 psig)	Condensador (E-403)	Calor latente	0.22966	-48.9 - 39.67	Etileno
Rehervidor (E-406)	Calor sensible y latente	0.34336	157 - 116.2	Vapor de MP (150 psig)	Condensador (E-401)	Calor latente	0.02100	-93.3 - 11	Etileno
Rehervidor (E-402)	Calor sensible y latente	0.29820	69.7 - 39.6	Vapor de BP (50 psig)					
Rehervidor (E-400)	Calor sensible y latente	0.07150	39.7 - 11	Vapor de BP (50 psig)					

22



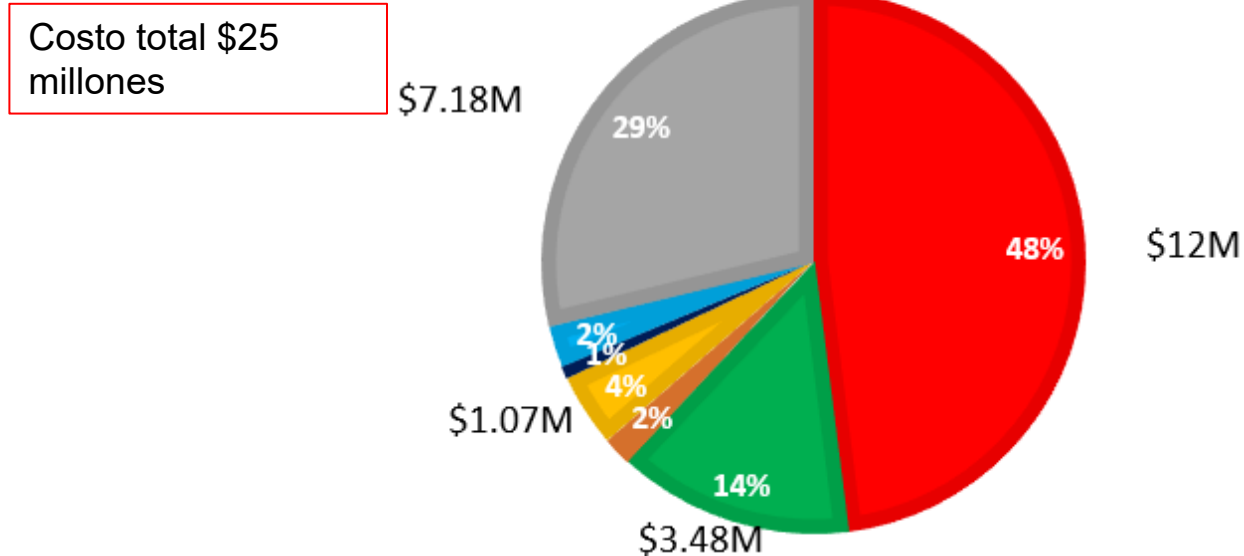
Rendimiento % masa de la planta de steam cracking por productos calculados vs reportados por la patente

Producto	Rendimiento % masa simulación	Rendimiento % masa patente
Etileno	13.9	26.34
Propileno	13.1	15.8
Etano	2.4	4.22
Propano	0.65	0.5
Hidrógeno	7.92	0.87
Metano	1.01	2.612

Razón de la Variación: No se consideraron esquemas de reacción diferentes para especies nafténicas y otros tipos de compuestos los cuales no son considerados en el presente estudio, además de la ausencia de optimizaciones.

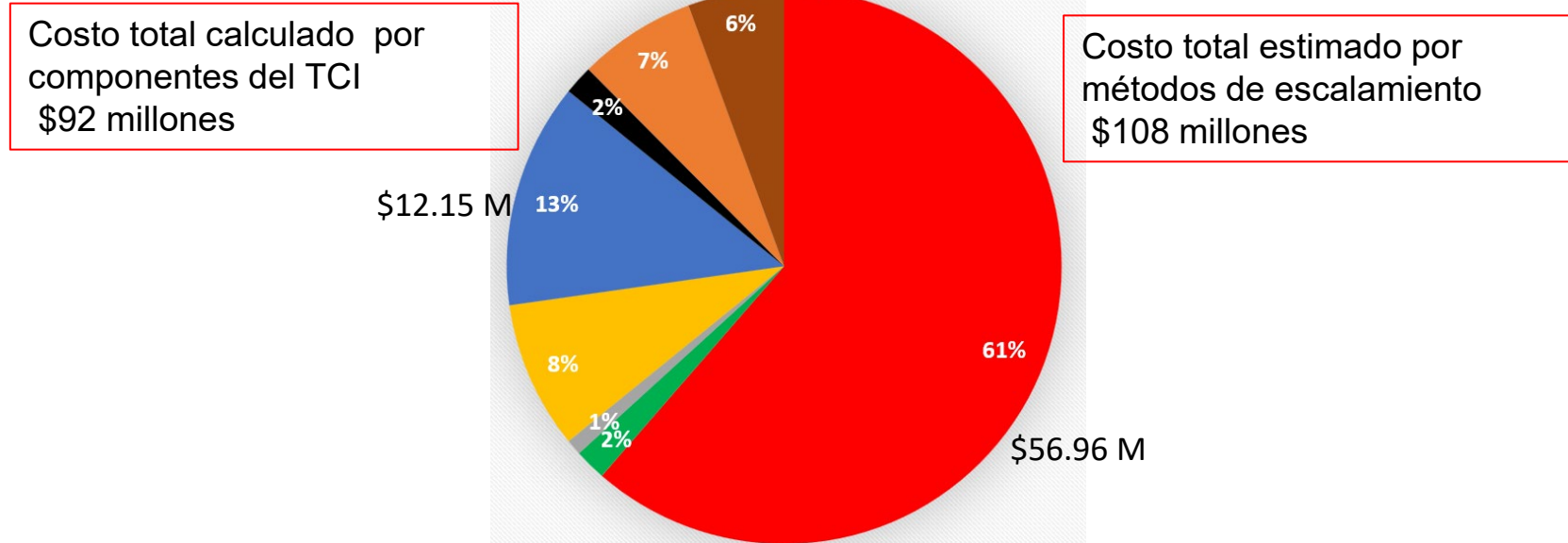
COSTO DE UTILIDADES

- Fuel oil 6
- Electricidad
- Vapor de media presión
- Vapor de baja presión
- Agua de enfriamiento
- Agua helada
- Etileno



La utilidad donde más se invierte es el Fuel oil 6 con un 48% de las utilidades totales, aproximadamente a USD 12 millones, seguido de este, se tiene al etileno, con un 29%, equivalente a USD 7.18 millones.

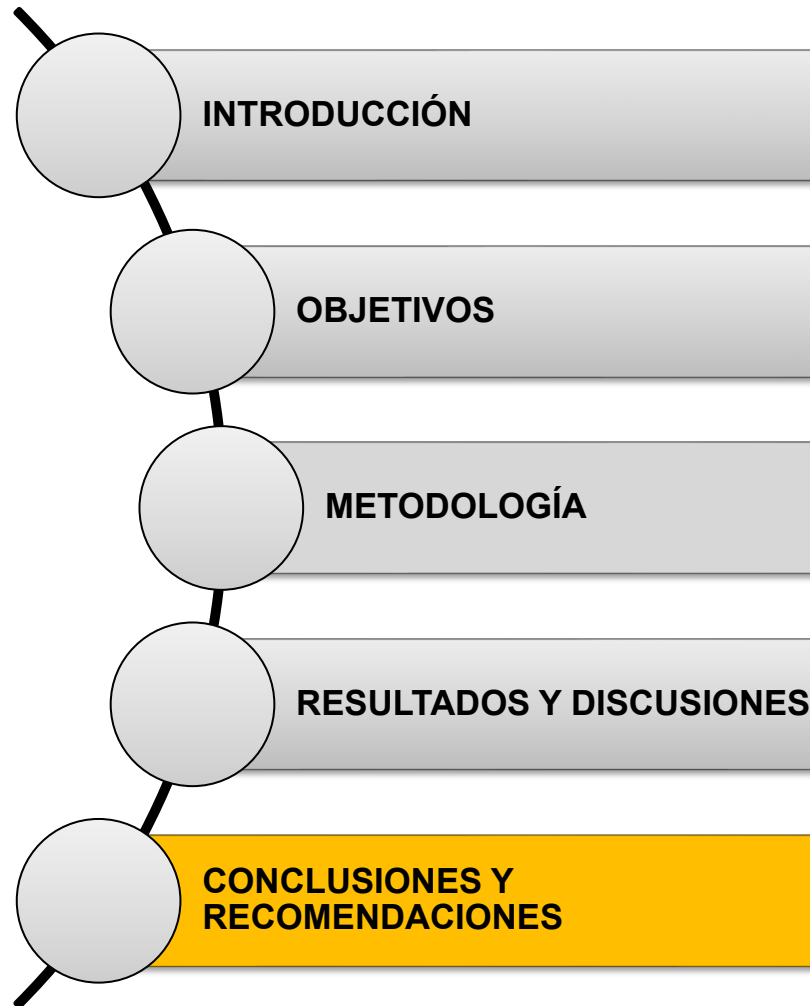
Costo Total de inversión TCI



- Costo de equipos (modulos desnudos)
- Costo de imprevistos y honorarios del contratista
- Costo de preparación del terreno
- costo del terreno
- Costo de instalaciones de servicios
- Costo de puesta en marcha de la planta
- costo asignados a plantas de sericios e instalaciones conexas
- Capital circulante

Se obtuvo un margen de error 14% de la estimación por escalamiento con respecto del cálculo por componentes del TCI, valor que recae dentro del margen de precisión aceptable, según lo reporta Seider (2009).

CONTENIDO



Conclusiones y recomendaciones

Se desarrolló el diseño conceptual del proceso de Steam cracking para una capacidad de procesamiento de 240 000 TMA, reportando diagramas de flujo, balances de masa y energía además de una simulación del proceso.

Se realizó una investigación bibliográfica sobre el estado del arte del proceso de steam cracking y del diseño de plantas que permiten identificar los avances y novedades de este proceso a escala industrial.

Se generó un diagrama de proceso BFD que describe de manera clara el proceso propuesto de steam cracking.

Se estimó el costo total de inversión la planta por escalamiento y se corroboró por medio del cálculo de los componentes del TCI.

Recomendaciones

Mejorar la precisión del estudio por medio de la aplicación de un esquema de reacciones más extenso que si tome en cuenta a las diferentes familias de compuestos presentes en cada nafta.

Considerar la idea de una redirección de la matriz productiva, en donde ya no se exporten en gran medida el crudo y sus derivados, sino, redireccionarlos a este tipo de industria y procesarlos de forma local a estos.

Disponer de una caracterización para cada tipo de nafta proveniente de las refinerías para así poder simular un rendimiento más real que se podría alcanzar al procesar la mezcla de este tipo de naftas.

***GRACIAS POR SU
ATENCIÓN***

