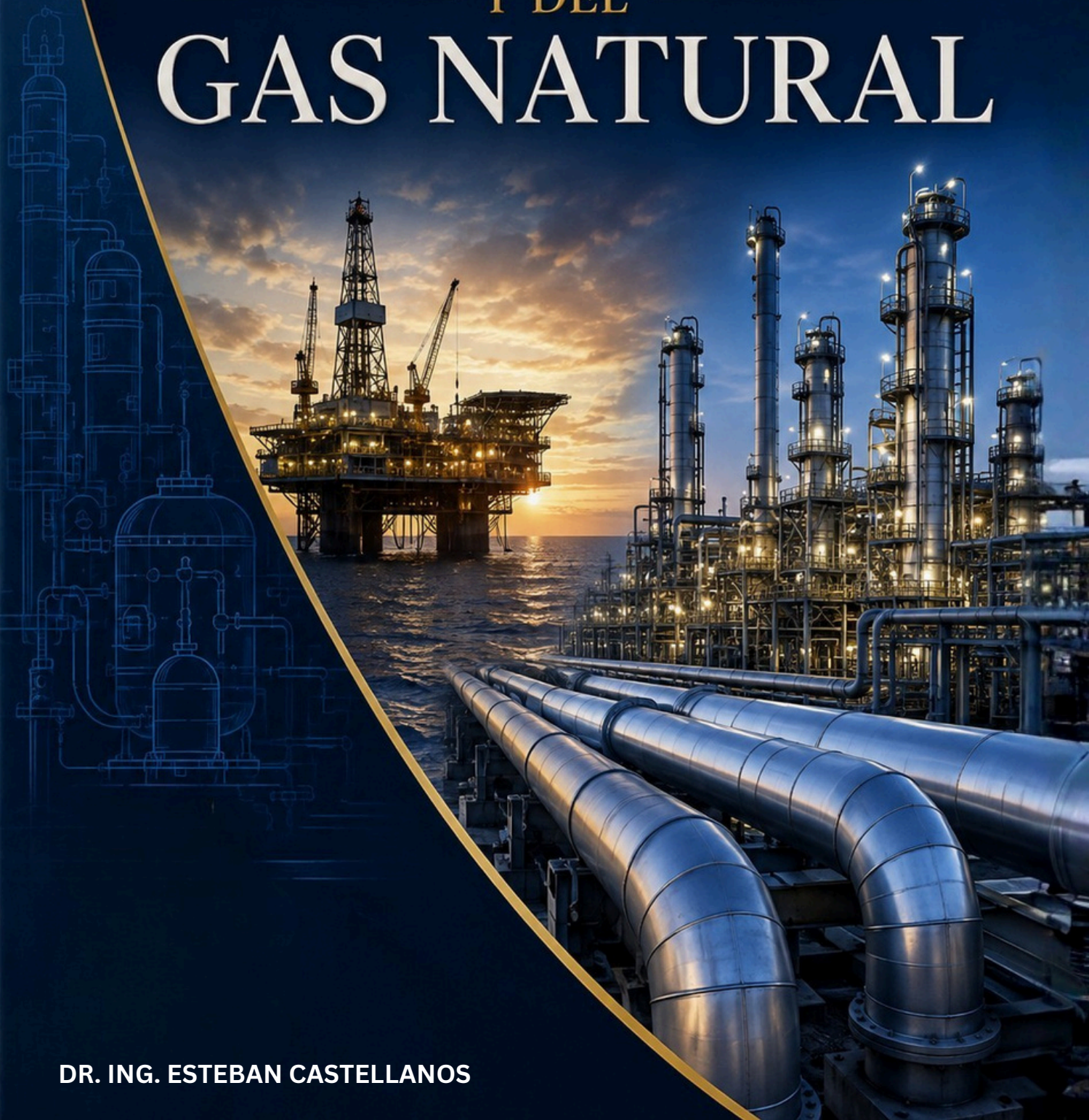


PROCESAMIENTO DEL PETRÓLEO Y DEL GAS NATURAL



Procesamiento del Petróleo y del Gas Natural

Editor



Procesamiento del Petróleo y del Gas Natural

Esteban Cristobal Castellanos Borrero

Editado por

CENTRO DE INVESTIGACIÓN & PRODUCCIÓN CIENTÍFICA
IDEOS E.I.R.L

Dirección: Calle Teruel N° 292, Urb. Las Américas - Miraflores-Perú

RUC: 20606452153

Primera edición digital, Agosto 2026

Libro electrónico disponible en www.tecnohumanismo.online

ISBN: 978-612-5241-28-3

Depósito Legal N°: 2026-10458



Esteban Cristobal Castellanos Borrero

eccastell@gmail.com

 <https://orcid.org/0000-0002-9958-4485>

Universidad Nacional Mayor de San Marcos, Lima – Perú

INTRODUCCIÓN

La industria del petróleo y del gas natural constituye uno de los pilares del desarrollo energético, industrial y tecnológico del mundo actual. Desde la generación de combustibles para el transporte y la producción de electricidad hasta la fabricación de materiales esenciales para la sociedad contemporánea - plásticos, fertilizantes, productos farmacéuticos, fibras sintéticas y una amplia gama de compuestos químicos - los hidrocarburos continúan desempeñando un papel central en la economía global. En este sentido, comprender los principios científicos y tecnológicos que gobiernan su exploración, producción y procesamiento resulta importante para la formación de ingenieros y profesionales del sector energético.

Este libro presenta una revisión de las principales operaciones involucradas en el procesamiento del petróleo y del gas natural, analizadas desde la perspectiva de los principios de la ingeniería química. A lo largo del texto se desarrollan los fundamentos termodinámicos, cinéticos y de transporte que explican el funcionamiento de los procesos industriales que permiten transformar los hidrocarburos en combustibles y materias primas químicas de alto valor agregado. Se busca proporcionar al lector una visión sistemática que integre geología, ingeniería de reservorios, refinación, procesamiento de gas natural y petroquímica dentro de una misma cadena tecnológica.

El contenido del libro ha sido organizado de manera progresiva. En los primeros capítulos se presentan los fundamentos geológicos del origen de los hidrocarburos, la geología del petróleo y los métodos de recuperación. Posteriormente se analizan las propiedades del crudo y los principios termodinámicos que rigen su caracterización y procesamiento. Los capítulos siguientes estudian las principales operaciones de refinación - destilación, conversión catalítica, hidrocrackeo, fluidización y procesos de mejora de combustibles - así como los procesos de procesamiento de gas natural, producción de hidrógeno y desarrollo petroquímico. Finalmente, se abordan temas actuales como la sostenibilidad energética, la seguridad de procesos, la transición energética y las tecnologías emergentes que configurarán el futuro de la industria de hidrocarburos.

El texto ha sido concebido principalmente para estudiantes universitarios de

ingeniería química, ingeniería de petróleo, ingeniería energética y disciplinas afines con conocimientos de termodinámica, transferencia de masa y cinética química. Sin embargo, también puede resultar de interés para profesionales del sector energético, investigadores y lectores que deseen adquirir una comprensión técnica sólida del procesamiento de hidrocarburos. Se ha procurado mantener un equilibrio entre el rigor científico y la claridad pedagógica, incorporando ejercicios, problemas de diseño y ejemplos industriales que faciliten la comprensión de los conceptos fundamentales.

Este libro es el resultado de varias décadas de investigación y colaboración académica en el campo de la energía y el procesamiento de hidrocarburos. Parte del trabajo presentado se basa en estudios desarrollados en el Centro de Investigación de Petróleos del Perú, en la Universidad de Karlsruhe y el Engler Bunte Institut de Alemania, en la Universidad Técnica de Clausthal en el Instituto Alemán del Petróleo, en el Instituto de Catálisis y Petroleoquímica (ICP), Consejo Superior de Investigaciones Científicas (CSIC), Madrid, España y en los laboratorios de investigación de energía del National Research Council de Canadá en Ottawa. Estas experiencias han permitido integrar enfoques científicos, tecnológicos e industriales provenientes de distintas escuelas internacionales de ingeniería química y de petróleo.

Deseo expresar mi agradecimiento a los profesores Ing. MSc. Rubén Inga Segura e Ing. MSc. Jorge Fernández Cornejo de la Universidad Nacional Mayor de San Marcos; al profesor Jens Weitkamp de la Universidad de Karlsruhe; al profesor Karl Griesbaum del Engler-Bunte-Institut; a los profesores Avelino Corma y Francisco Melo del Instituto de Catálisis y Petroleoquímica del CSIC; y a los doctores Craig Fairbridge y Brian Farnand de los laboratorios de investigación de energía del National Research Council de Canadá. Sus enseñanzas, discusiones académicas y apoyo intelectual han contribuido al desarrollo de investigaciones relacionadas con este trabajo.

En el contexto actual de transición energética global, el estudio del petróleo y del gas natural adquiere una nueva dimensión. Aunque el mundo avanza hacia sistemas energéticos más sostenibles, los hidrocarburos continúan siendo indispensables para garantizar la seguridad energética, el desarrollo industrial y el suministro de materias primas químicas. Comprender los procesos que gobiernan su producción y transformación resulta esencial no solo para la industria actual, sino también para el

diseño de sistemas energéticos más eficientes y ambientalmente responsables en el futuro.

ÍNDICE

Introducción.....	3
Lista de tablas	17
Lista de figuras	19
CAPÍTULO 1	21
1.1 Importancia de la Industria del Petróleo y Gas	23
1.2 Historia tecnológica de la industria petrolera en el Perú	25
1.3 Producción y reservas nacionales	28
1.4 Situación energética mundial	33
1.5 Marco legal y gobernanza del sector	36
1.6 Cadena de valor del petróleo.	41
1.7 Energía contenida en un barril de petróleo.	43
1.8. Síntesis del capítulo	48
CAPÍTULO 2	49
2.1 Formación natural de hidrocarburos	49
2.2 Teoría orgánica	51
2.3 Maduración térmica del petróleo	52
2.4 Formación del gas natural.....	54
2.5 Teoría inorgánica	54
2.6 Evidencias geológicas.....	55
2.7 Variabilidad del crudo mundial	58
2.8 Síntesis del capítulo	61
CAPÍTULO 3	62
3.1 Patrones Geológicos	62
3.2 Sistema Petrolero	63
3.3 Roca Reservorio.....	65
3.4 Trampas	65
3.5 Propiedades del Reservorio	66
3.6 Estimación volumétrica de petróleo en sitio	68
3.7 Exploración.....	69
3.8 Técnicas Emergentes: Exploración 4.0 y Yacimientos No Convencionales	72
CAPÍTULO 4	78
4.1 Introducción a la Recuperación de Hidrocarburos	79

4.2 Recuperación Primaria.....	80
4.3 Recuperación Secundaria.....	81
4.4 Recuperación Terciaria o Mejorada (EOR)	82
4.5 Procesamiento de Campo.....	83
4.6 Evaluación del Factor de Recobro	85
CAPÍTULO 5	89
5.1 Caracterización del Petróleo Crudo	89
5.2 Naturaleza del Petróleo como Mezcla Multicomponente.....	90
5.3 Fundamentos Termodinámicos	90
5.4 Curvas de Destilación del Petróleo	94
5.5 Cortes de Refinación y Clasificación del Crudo.....	95
5.6 Factor de Caracterización KUOP (Watson).....	97
5.7 Ensayo del Crudo (Crude Assay).....	97
5.8 Pseudocomponentes y Propiedades Críticas.....	98
5.9 Caracterización Mediante Simulación de Procesos	100
5.10 Ejercicios	103
5.10.1 Ejercicio de Caracterización del Crudo	103
CAPÍTULO 6	107
6.1. Contexto de la Destilación en la Refinería	107
6.1.1 Posición de la destilación en el esquema de refinería	109
6.1.2 Calidad de la alimentación y especificaciones de producto	110
6.2 Fundamentos Termodinámicos de la Destilación.....	111
6.2.1 Equilibrio líquido-vapor en mezclas multicomponentes.....	111
6.3 Transferencia de Masa y Cinética de Separación	112
6.4 Diseño de columnas de destilación.....	113
6.4.1 Método de McCabe-Thiele para mezclas binarias equivalentes	114
6.4.2 Eficiencia de etapa real: método de O'Connell	115
6.4.3 Métodos rigurosos para multicomponentes.....	115
6.5 Internos de Columnas (Contactores).....	116
6.5.1 Platos de perforación (Sieve trays).....	116
6.5.2 Válvulas (Valve trays).....	117
6.5.3 Empaques estructurados (Structured packings).....	117
6.6 Destilación Atmosférica del Crudo.....	117

6.6.1 Esquema de proceso con balances de masa.....	117
6.6.2 Balance de energía del sistema.....	118
6.6.3 Perfil de temperatura y cortes de producto.....	118
6.6.4 Control de la torre atmosférica	119
6.7 Destilación al vacío.....	119
6.7.1 Fundamento de la operación a vacío	119
6.7.2 Sistemas de vacío	120
6.7.3 Diseño de torres de vacío: consideraciones especiales.....	121
6.8 Intensificación y tecnologías emergentes	121
6.8.1 Columnas de pared divisoria (Dividing Wall Columns - DWC)	121
6.8.2 Destilación extractiva con solventes	123
6.8.3 Membranas híbridas con destilación	123
6.9 Optimización de la unidad de destilación	123
6.9.1 Programación lineal para selección de cortes.....	123
6.9.2 Integración energética: análisis pinch	124
6.10 Problemas Operativos y Troubleshooting.....	124
6.11 Ejercicios por niveles.....	125
CAPÍTULO 7	147
7.1 Clasificación Química del Petróleo	148
7.2 Alcanos o Parafinas	149
7.3 Naftenos	150
7.4 Olefinas y Aromáticos	151
7.5 Variables de Control y Venenos de Catalizadores.....	153
CAPÍTULO 8	158
8.1 Fundamentos de Catálisis en Refinación	159
8.1.1 Superficie del Catalizador.	160
8.1.2 Desactivación del Catalizador.	160
8.1.3. Catalizadores Ácidos.....	161
8.2 Características Físicas del Catalizador	163
8.2.1. Área Superficial.....	163
8.2.2. Distribución de Tamaño de Partículas.....	163
8.2.3. Densidad del Catalizador.....	164
8.2.4. Distribución de Volumen de Poro.	164

8.2.5. Determinación Experimental de las Propiedades Físicas del Catalizador...	164
8.2.5.1. Método BET.....	164
8.2.5.2 Método del Mercurio-Helio.	165
8.2.5.3 Distribución del Volumen de Poro.	165
8.3 Transporte de Masa y Difusión en Catalizadores Porosos.	166
8.4 Cinética de desactivación catalítica	169
8.4.1 Mecanismos de desactivación en procesos de petróleo.....	170
8.4.2 Modelos cinéticos de desactivación	171
8.5 Modelos de envenenamiento	172
8.5.1 Envenenamiento por metales en FCC (Ni, V).....	172
8.5.2 Envenenamiento reversible vs. Irreversible	174
8.5.3 Estrategias de mitigación de envenenamiento.....	174
8.6 Diseño de reactores catalíticos.....	175
8.6.1 Balance de masa con desactivación.....	175
8.6.2 Tiempo de corrida (run length) óptimo	175
8.7 Regeneración de catalizadores.....	176
8.7.1 Química de la regeneración por combustión.....	176
8.7.2 Cinética de regeneración	176
8.8. Ejercicios	177
CAPÍTULO 9	179
9.1 Introducción a la Fluidización Catalítica	180
9.2 Regímenes de Fluidización	182
9.3 El Lecho Fluidizado Circulante	185
9.4 Modelado CFD y Aplicaciones en Gasificación.....	186
9.5 Ejercicios	189
CAPÍTULO 10	192
10.1 Introducción al Lecho Fluidizado Circulante.	193
10.2 Hidrodinámica del Lecho Circulante Fluidizado.....	195
10.3 Flujo Másico de Sólidos o Velocidad de Circulación de Sólidos.....	197
10.4 El Modelo Berruti-Kalogerakis	198
10.5 Ejercicios.	200
CAPÍTULO 11	202
11.1 Introducción al Craqueo Catalítico Fluido.....	203

11.2 Componentes de la FCCU	204
11.2.1 Reactor.....	205
11.2.2 Regenerador.....	205
11.2.3 Tubos verticales.....	206
11.3 Diseño del Reactor. Modelamiento del Riser	207
11.4 Análisis de rendimientos y monitoreo del Aceite Cíclico Liviano (LCO).	208
11.5 Balance de Materia en la FCCU	209
11.5.1 Cálculo de rendimiento del coque	210
11.5.2 Balance de Calor de la FCCU	211
11.5.3 Reponer pérdidas de calor y consumos de calor misceláneos.....	212
11.5.4 Balance de Presión en la FCCU	212
11.6 Tecnología de Riser	213
11.6.1 Sistemas de terminación de Riser.....	213
11.6.2 Aditivo ZSM-5 para maximizar propileno.....	213
11.7 Sistemas de regeneración avanzados	214
11.7.1 Modos de regeneración	214
11.7.2 Enfriadores de catalizador	215
11.8 Modelado cinético de FCC	215
11.8.1 Estructura de modelos de red de lumping	215
11.8.2 Modelo de 3, 4 y 10 lump.....	216
11.9 Optimización de productos FCC.....	217
11.9.1 Maximización de propileno vs. Gasolina	217
11.9.2 FCC para residuos (RFCC)	217
11.10 Catalizadores de Bajo Coque y Separadores Rápidos	218
11.11. Ejercicios	219
CAPÍTULO 12	222
12.1 Introducción y contexto	222
12.1.1 Importancia del gas natural en la matriz energética	223
12.1.2 Esquema general de procesamiento	224
12.2 Separación de líquidos y tratamiento de gas ácido	225
12.2.1 Separación gravitacional multietapa.....	225
12.2.2 Procesos de endulzamiento (sweetening).....	226
12.2.3 Procesos de deshidratación.....	228

12.3 Recuperación de líquidos de gas natural (NGL).....	229
12.3.1 Procesos de Absorción. Recuperación de C ₂ +.....	230
12.3.2 Proceso de expansión (Turboexpander)	230
12.3.3 Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural	232
12.3.4 Integración del Proceso de Recuperación NGL	233
12.4 Separación criogénica y licuefacción de gas natural (LNG)	233
12.4.1 Fundamentos termodinámicos de la licuefacción.....	233
12.4.2 Ciclos de refrigeración para LNG	234
12.4.3 Intercambiadores de calor criogénicos	238
12.4.4 Balance de energía y consumo específico	239
12.4.5 Almacenamiento y transporte de LNG.....	240
12.5 Simulación y optimización de procesos de gas	240
12.5.1 Ecuaciones de estado para sistemas de gas natural	240
12.5.2 Optimización de recuperación de NGL	241
12.6 Ejercicios propuestos	242
12.7 Nomenclatura.....	243
CAPÍTULO 13	245
13.1 Introducción a los Procesos de Mejora de Gasolinas.	246
13.2 Alquilación.....	247
13.2.1 Consideraciones Ambientales	251
13.2.2 Sección de Fraccionamiento.....	251
13.3 Reformación Catalítica	252
13.4 El Futuro de la Alquilación y de la Reformación Catalítica.....	258
13.5 Ejercicios	260
CAPÍTULO 14	263
14.1 Conversión de Residuos Pesados.....	263
14.2 Coquificación Retardada.....	265
14.3 Coquificación Fluida.....	266
14.4 Producción de Petróleo Crudo Sintético	267
14.4.1 Minería	268
14.4.2 Extracción.....	269
14.4.3 Conversión Primaria.....	269
14.4.4 Conversión Secundaria.....	269

14.4.5 Adicionales	269
14.5. Ejercicios	270
CAPÍTULO 15	273
15.1 Química del Hidrocraqueo	275
15.2 Consideraciones de Proceso.....	276
15.3 Diseño de reactores de hidrocraqueo	277
15.3.1 Configuraciones de reactor de hidrocraqueo	277
15.3.2 Dimensionamiento preliminar	277
15.4 Hidrodinámica de lecho fijo trifásico	278
15.4.1 Regímenes de flujo en trickle bed	279
15.4.2 Holdup de líquido y eficiencia de contacto	280
15.5 Transferencia de masa y limitaciones	280
15.5.1 Resistencias en serie en hidrocraqueo	280
15.6 Modelado de reactores multifásicos	281
15.6.1 Modelo de dispersion axial.....	281
15.6.2 Modelo de celdas agitadas (CSTR en serie).....	282
15.7 Sistemas de recicló de hidrógeno.....	282
15.7.1 Balance de hidrógeno en el sistema	282
15.7.2 Diseño de compresores de recicló	283
15.8 Ejercicios	284
CAPÍTULO 16	286
16.1 Presión de Vapor.....	288
16.2 Mezcla de gasolinas	292
16.2 Número de Octano	294
16.3 Mejoradores de Octano	297
16.5 Ejercicios	302
CAPÍTULO 17	306
17.1 Propiedades del Gas Natural.....	307
17.2 Determinación del gas en el lugar.....	311
17.3 Pruebas de los Pozos de Gas.....	312
17.4 Comparación con la Teoría.....	314
17.5 Gas Natural Licuado (GNL) y Cadenas de Frío	315
17.6 Ejercicios	318

CAPÍTULO 18	321
18.1 Especificaciones de calidad	322
18.2 Procesamiento	324
18.3 Producción de Gas Natural Costa Afuera	328
18.4 Ducto de transporte	330
18.5 Plantas de Absorción de H ₂ S y Plantas de Azufre	332
18.6 Ejercicios	335
CAPÍTULO 19	338
19.1 Reformador de vapor de metano y la planta de hidrógeno	339
19.2 Gas de Síntesis	342
19.3 Rutas de Producción de Hidrógeno: Blue vs. Green Hydrogen	343
19.4 Rutas Alternas al Gas de Síntesis	346
19.5 Ejercicios	349
CAPÍTULO 20	352
20.1. Introducción y Definiciones.....	352
20.2. Clasificación de los Petroquímicos.....	353
20.3. Materias Primas y sus Rutas de Procesamiento.....	355
20.4. Topología de los Procesos Petroquímicos	357
20.5. Procesos Clave de Producción	358
20.6. Tendencias y Desafíos	358
20.7. Cadenas de Valor y Árboles Petroquímicos	359
20.7.1. El Árbol del Metano (C1).....	359
20.7.2. El Árbol del Etileno (C2)	361
20.7.3. El Árbol del Propileno (C3) y C4.....	362
20.7.4. Compuestos aromáticos.....	364
20.8. Integración Refinería-Petroquímica.....	365
20.9. Ingeniería de Reactores en Petroquímica.....	366
20.9.1 Hornos de Pirolisis (Steam Crackers)	366
20.9.2 Reactores de Lecho Fijo Adiabáticos	368
20.9.3 Reactores de Polimerización	368
20.9.4 Cinética de Reacciones Clave	369
20.9.5 Separaciones Criogénicas en Petroquímica**	369
20.9.6 Métricas de Desempeño y Consumos Típicos.....	370

20.10. Sostenibilidad y Química Verde.....	371
20.11 Oportunidad Petroquímica en el Perú: El Caso de Camisea	372
20.12. Ejercicios	375
CAPÍTULO 21	381
21.1 Sostenibilidad y Transición Energética	382
21.2 Marco Energético Global.....	383
21.3 Regulaciones Ambientales.....	384
21.4 Descarbonización de la Industria del Petróleo y Gas	385
21.5 Economía del Hidrógeno y Nuevas Energías	387
21.6 Integración Energética Futura.....	389
21.7 Ejercicios	391
CAPÍTULO 22	395
22.1 Introducción y marco regulatorio	396
22.1.1 Contexto y relevancia para ingenieros químicos.....	396
22.1.2 Evolución histórica de la seguridad de procesos.....	397
22.1.3 Marco regulatorio aplicable.....	398
22.2 Fundamentos de análisis de riesgo.....	399
22.2.1 Definiciones esenciales	400
22.2.2 Matriz de riesgo típica para hidrocarburos.....	400
22.3 Métodos de identificación de peligros (Hazid).....	400
22.3.1 Checklist de peligros en unidades de refinación	401
22.3.2 Análisis What-If/Checklist	401
22.4 Análisis Hazop (Hazard and Operability Study)	402
22.4.1 Fundamentos de la metodología.....	402
22.4.2 Parámetros de proceso en hidrocarburos.....	403
22.4.3 Estructura de un estudio HAZOP	403
22.4.4 Ejemplo completo: HAZOP de reactor de alquilación con H ₂ SO ₄	404
22.5 Análisis de riesgo cuantitativo (QRA).....	406
22.5.1 Estimación de frecuencias	406
22.5.2 Modelado de consecuencias	407
22.5.3 Análisis de árbol de fallo (FTA).....	408
22.6 Análisis Lopa (Layer of protection analysis).....	408
22.6.1 Concepto de capas de protección independientes (IPL).....	409

22.6.2 Criterios para IPL válido	409
22.6.3 Ejemplo LOPA: Sobrellenado de tanque de almacenamiento	410
22.7 Sistemas instrumentados de seguridad (SIS)	410
22.7.1 Ciclo de vida según IEC 61511	411
22.7.2 Determinación de SIL (Safety Integrity Level).....	411
22.7.3 Ejemplo de diseño SIS: Parada de reactor FCC por temperatura alta	412
22.8 Diseño inherentemente seguro	413
22.8.1 Principios de sustitución y minimización.....	413
22.8.2 Índices de seguridad inherente	414
22.9 Gestión de cambios y operación segura.....	414
22.9.1 Proceso de gestión de cambio (MOC).....	414
22.9.2 Permiso de trabajo en caliente (Hot Work Permit)	415
22.10 Respuesta a emergencias	416
22.10.1 Sistemas de mitigación pasiva y activa	416
22.10.2 Modelo de emergencia: Escalada y roles	417
22.11 Indicadores de desempeño de proceso (KPIs)	417
22.11.1 Clasificación API RP 754 (cuatro tiers)	418
22.11.2 Métricas de proceso para refinación.....	418
22.12 Casos de estudio.....	418
22.12.1: Caso Análisis de la explosión de Texas City (2005).....	419
22.12.2: Caso Diseño de sistema de seguridad para planta de H ₂ S en Camisea ...	420
22.13 Ejercicios propuestos	420
CAPÍTULO 23	422
23.1 Introducción: La transición tecnológica del sector	422
23.2 Refinerías Net-Zero: Concepto y arquitectura.....	424
23.2.1 Definición y alcance	424
23.2.2 Arquitectura tecnológica	425
23.2.3 Balance energético y de carbono	425
23.3 Electrificación química: Fundamentos y aplicaciones.....	427
23.3.1 Principios termodinámicos	427
23.3.2 Aplicaciones en refinación	427
23.3.3 Desafíos técnicos	428
23.4 Gemelos digitales (Digital Twins) en refinación.....	428

23.4.1 Arquitectura de gemelos digitales	429
23.4.2 Aplicaciones industriales.....	429
23.4.3 Integración con sistemas de información	429
23.5 Inteligencia artificial en refinación	430
23.5.1 Categorías de aplicación.....	430
23.5.2 Casos de estudio industriales.....	431
23.5.3 Desafíos de implementación	431
23.6 Economía del hidrógeno global	432
23.6.1 Tipología del hidrógeno por intensidad de carbono	432
23.6.2 Tecnologías de producción.....	433
23.6.3 Infraestructura de transporte y almacenamiento.....	434
23.6.4 Hubs de hidrógeno y refinación integrada.....	434
23.7 Captura, utilización y almacenamiento de carbono (CCUS).....	434
23.7.1 Tecnologías de captura	435
23.7.2 Utilización de CO ₂ capturado	435
23.7.3 Almacenamiento geológico	436
23.8 Integración energía-química: Hacia biorrefinerías y e-refinerías	436
23.8.1 Biorrefinerías integradas	436
23.8.2 E-refinerías: Síntesis de combustibles a partir de CO ₂ y H ₂	437
23.8.3 Esquema conceptual de refinería integrada del futuro	438
23.9 Síntesis integrada: La ingeniería del petróleo y gas hacia 2050	438
23.10 Ejercicios	442
CAPÍTULO 24	445

LISTA DE TABLAS

Tabla 1 Evolución tecnológica de la industria petrolera peruana.....	28
Tabla 2 Comparación internacional de reservas y producción de petróleo	31
Tabla 3 Comparación internacional de gobernanza energética	40
Tabla 4 Conversión de unidades energéticas utilizadas en la industria del petróleo y gas	46
Tabla 5 Comparación de teorías	58
Tabla 6 Técnicas de exploración	71
Tabla 7 Comparación de Reservorios Convencionales vs. No Convencionales	74
Tabla 8 Recuperación primaria, secundaria y terciaria.	79
Tabla 9 Métodos de recuperación.....	86
Tabla 10 Comparación de métodos	86
Tabla 11 Rangos de ebullición aproximados de fracciones del petróleo.....	92
Tabla 12 Coeficientes de correlación para la conversión de temperaturas ASTM D86 a TBP mediante la ecuación $TBP = A + B \cdot D86$	95
Tabla 13 Clasificación de crudos.....	96
Tabla 14 Fracciones de destilación.....	105
Tabla 15 Cortes típicos de refinación.	110
Tabla 16 Especificaciones típicas:.....	110
Tabla 17 Distribución SARA	149
Tabla 18 Puntos de ebullición	155
Tabla 19 Reacciones fundamentales del mecanismo carbocatiónico en el craqueo catalítico.....	162
Tabla 20 Catalizadores por proceso.....	172
Tabla 21 Comparación de Aproximaciones de Modelado	188
Tabla 22 Velocidades de transición (partículas de arena)	189
Tabla 23 Comparación de reacción	193
Tabla 24 Balance típico de masa (por tonelada de alimentación)	217
Tabla 25 Tipos de reformación catalítica.	257
Tabla 26 Principales reacciones en el reformado catalítico y su efecto sobre el número de octano.....	258
Tabla 27 Comparación de procesos Alquilación y Reformación	259
Tabla 28 Tecnologías de conversión de residuos.	264
Tabla 29 Comparación de procesos en producción de crudo sintético.....	270
Tabla 30 Comparación FCC vs. Hidrocraqueo	284
Tabla 31 Especificaciones EURO VI	301
Tabla 32 Composición de gas de Camisea (Lote 88, Perupetro 2022):	315
Tabla 33 Comparación de Rutas de Hidrógeno	346
Tabla 34 Balance de masa típico (por kmol CH_4)	348
Tabla 35 Intensidad de carbono en los procesos.	382
Tabla 36 Emisiones por proceso (kg CO_2 /bbl)	383

Tabla 37 Tecnologías emergentes	389
Tabla 38 Comparación de rutas energéticas	391
Tabla 39 Configuración típica de una refinería Net-Zero	425
Tabla 40 Aplicaciones de la electrificación en refinación.....	427
Tabla 41 Aplicaciones industriales de los gemelos digitales	429
Tabla 42 Tipo de hidrógeno por intensidad de carbono	432
Tabla 43 Infraestructura de transporte y almacenamiento.....	434
Tabla 44 Utilización del CO ₂ capturado	435

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 Producción de petróleo, producción de gas natural y demanda energética del Perú.....	23
Figura 2 Mapa geográfico de cuencas sedimentarias y principales áreas productoras de hidrocarburos en el Perú.....	32
Figura 3 Participación energética mundial (1990–2050).	34
Figura 4 Modelo de gobernanza energética peruana.....	39
Figura 5 Cadena de valor del petróleo.....	43
Figura 6 .Formación geológica del petróleo y gas	51
Figura 7 Ventana del petróleo	53
Figura 8 Sistema petrolero.....	57
Figura 9 Evolución Kerógeno -> Petróleo -> Gas.....	58
Figura 10 Esquema de formación orgánica	60
Figura 11 Trampa estructural	74
Figura 12 Inyección de agua (descripción)	87
Figura 13 Curva de destilación (descripción).....	100
Figura 14 Curva de destilación (descripción).....	105
Figura 15 Configuración DWC: Columna de pared divisoria.....	136
Figura 16 Diagrama de torre atmosférica (descripción).....	144
Figura 17 Diagrama de refinería. Configuración típica.	145
Figura 18 Familias químicas presentes en el petróleo.....	155
Figura 19 Desactivación por coque (descripción)	177
Figura 20 Diagrama de regímenes.....	189
Figura 21 Diagrama FCC	219
Figura 22 Rendimientos de FCC versus conversión.	219
Figura 23 Diagrama de alquilación (descripción)	260
Figura 24 Diagrama de coquificación retardada (descripción)	270
Figura 25 Regímenes de flujo en trickle bed.....	279
Figura 26 Diagrama de hidro craqueo (descripción).....	284
Figura 27 Diagrama de mezcla (descripción).....	301
Figura 28 Mapa de mezcla: Datos RON/RVP de tablas ASTM D439 y métodos de mezcla.....	302
Figura 29 Diagrama de planta de procesamiento (descripción)	318
Figura 30 Esquema típico de tratamiento de gas natural.....	334
Figura 31 Diagrama SMR con captura de CO ₂ (descripción)	349
Figura 32 Clasificación y origen de los petroquímicos básicos a partir de fuentes fósiles.	356
Figura 33 Cadena del Metano (C1)	361
Figura 34 Cadena del Etileno (C2).....	362
Figura 35 Cadenas de C3 y C4 (Propileno y Butadieno)	363
Figura 36 Aromáticos (BTX)	364

Figura 37 Esquema de refinería con captura de CO ₂	385
Figura 38 Biorrefinería integrada (descripción).....	390
Figura 39 Evolución del Sistema Energético Global	391
Figura 40 Refinería Net-Zero	424
Figura 41 Integración digital	430
Figura 42 Ecosistema del hidrógeno	433
Figura 43 Jerarquía de descarbonización.	441

CAPÍTULO 1

PRINCIPIOS

Este capítulo presenta el contexto energético, tecnológico e institucional en el cual se desarrolla la industria del petróleo y del gas natural. Se analizan los elementos fundamentales que permiten comprender la transformación de los hidrocarburos desde su origen hasta su conversión en productos de valor agregado, integrando conceptos de ingeniería química, economía energética y regulación del sector.

La industria de los hidrocarburos constituye un sistema complejo donde interactúan fenómenos físicos, químicos y económicos. En este sentido, el enfoque del capítulo no se limita a una descripción general, sino que busca establecer las bases conceptuales necesarias para el análisis de los procesos industriales desarrollados en los capítulos posteriores.

El presente capítulo introduce los principios generales necesarios para comprender el funcionamiento integral de esta industria desde la perspectiva de la ingeniería química. Se presentan los conceptos básicos que permiten entender cómo los recursos energéticos se transforman, mediante operaciones físicas y procesos químicos, en productos útiles para la sociedad. Asimismo, se examina el contexto histórico, energético, económico y regulatorio que condiciona el desarrollo del sector de hidrocarburos tanto a nivel nacional como internacional.

Este libro ha sido concebido principalmente para estudiantes universitarios de ingeniería química, ingeniería de petróleo, energía y disciplinas afines. Sin embargo, también está dirigido a profesionales y lectores interesados que deseen adquirir una comprensión técnica sólida - de nivel medio a avanzado - sobre el procesamiento del petróleo y del gas natural sin requerir una especialización previa profunda en el área.

A lo largo del texto se busca mantener un equilibrio entre el rigor académico y la claridad conceptual. Los fundamentos científicos y de ingeniería se presentan de manera progresiva, comenzando con los principios generales y avanzando hacia el análisis de

procesos industriales complejos, simulación de procesos, sostenibilidad energética y seguridad industrial. De esta forma, el lector podrá comprender no solo cómo operan los sistemas de procesamiento de hidrocarburos, sino también por qué se diseñan y operan de determinada manera.

En el contexto actual de transición energética global, comprender la industria del petróleo y gas resulta particularmente relevante. Aunque el mundo avanza hacia sistemas energéticos más sostenibles, los hidrocarburos continúan siendo indispensables para garantizar la seguridad energética, el desarrollo industrial y la producción de materias primas químicas. Por ello, este libro aborda tanto los procesos tradicionales de refinación y procesamiento como las tendencias emergentes relacionadas con eficiencia energética, reducción de emisiones, captura de carbono e integración con nuevas tecnologías energéticas.

El capítulo se organiza presentando, en primer lugar, la importancia de la industria del petróleo y gas, seguida de una revisión histórica del desarrollo del sector en el Perú, el análisis de la situación energética mundial, el marco institucional y legal que regula la actividad, y finalmente la descripción de la cadena de valor del petróleo y del gas natural. Estos fundamentos constituyen la base conceptual necesaria para los capítulos posteriores, donde se estudiarán con mayor profundidad los procesos de ingeniería involucrados en la transformación de los hidrocarburos.

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la relevancia económica, energética y tecnológica de la industria del petróleo y gas.
- Identificar los principales elementos de la cadena de valor de los hidrocarburos.
- Reconocer el contexto energético mundial y su relación con la transición energética.
- Entender el marco institucional y regulatorio que gobierna las actividades de

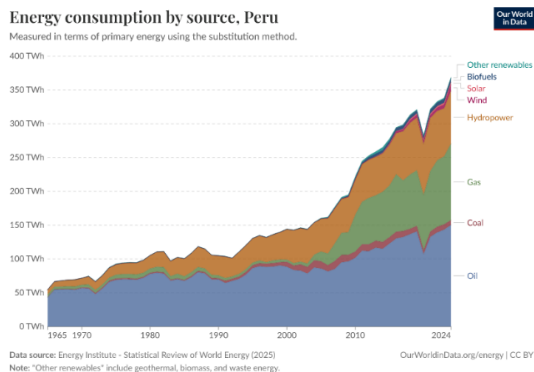
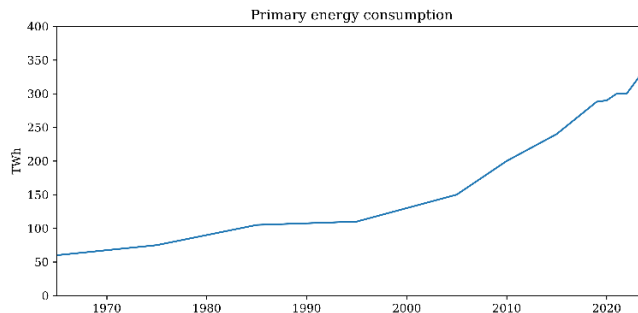
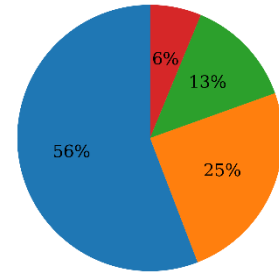
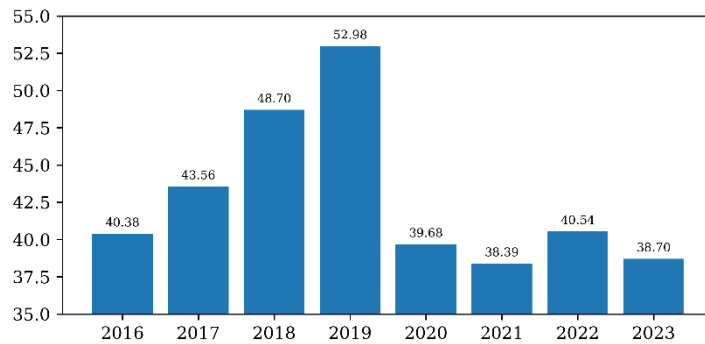
hidrocarburos.

- Estimar órdenes de magnitud energéticos asociados al uso de combustibles fósiles.

1.1 IMPORTANCIA DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO Y GAS

La evolución simultánea de la producción de hidrocarburos y de la demanda energética nacional se muestra en la Figura 1.

Figura 1 Producción de petróleo, producción de gas natural y demanda energética del Perú.



La producción nacional de petróleo alcanzó 40,630 BPD en 2024, mientras que la producción de gas natural se situó alrededor de **1 395 millones de pies cúbicos diarios (MMCFD)**, un 1,4% menos que lo obtenido en el año 2023 (1,415 MMCFD). Así lo informó la Sociedad Peruana de Hidrocarburos, con base en cifras de Perupetro.

(<https://energiminas.com/2025/01/10/produccion-de-petroleo-aumento-4-9-en-2024-y-la-de-gas-natural-se-redujo-1-5/>). Paralelamente, el consumo energético nacional continúa creciendo impulsado por el transporte, la industria y la generación eléctrica, superando los **29 millones de toneladas equivalentes de petróleo (Mtoe)** en 2024. La comparación evidencia la brecha estructural entre producción nacional y demanda energética, lo que explica la dependencia parcial de importaciones de combustibles líquidos.

Nota. Elaboración propia con datos de la Sociedad Peruana de Hidrocarburos y Perupetro reportados para 2024; estadísticas energéticas nacionales de Osinergmin; balances energéticos internacionales de Enerdata y U.S. Energy Information Administration (EIA).

Actualmente el Perú es deficitario en la producción de petróleo crudo, pero esto se puede suplir con la producción de gas y condensados de gas, de los que hay tres yacimientos importantes, uno en Talara, el segundo en Aguaytía y que se refina en Pucallpa y Camisea que pertenece al Cuzco y que posee el 90 % del total de reservas (las reservas son de 13 trillones de pies cúbicos y de 650 millones de barriles de líquidos).

Los lotes con mayor producción de petróleo y condensados en diciembre fueron: Lote 95, ubicado en Loreto, con 20.60 MBPD; Lote X, ubicado en Piura, con 7.86 MBPD; y Lote Z-69, ubicado en Piura, con 4.29 MBPD.

Los lotes que no registraron producción son: Lote 67 (Loreto), Z-2B (Piura), Z-6 (Piura) y Lote I (Talara), entre otros.

En tanto, la producción de gas natural registró un ligero descenso, al pasar de 1,500 millones de pies cúbicos por día (MMCFD) en noviembre a 1,336 MMCFD en diciembre del 2024.

De esta forma, en todo el año la producción total de gas natural ascendió a 1,395

MMCFD, un 1,4% menos que lo obtenido en el año 2023 (1,415 MMCFD).

En diciembre, los lotes con producción de gas natural que reportaron mayor crecimiento fueron: Lote 88, con 707 MMCFD; Lote 56, con 319 MMCFD; y Lote 57, con 252 MMCFD, todos ellos ubicados en Cusco.

1.2 HISTORIA TECNOLÓGICA DE LA INDUSTRIA PETROLERA EN EL PERÚ

La evolución de la industria petrolera no puede entenderse únicamente desde una perspectiva histórica o económica; constituye fundamentalmente una historia de innovación tecnológica. El desarrollo del sector de hidrocarburos ha estado determinado por avances en exploración geológica, técnicas de perforación, métodos de recuperación y tecnologías de refinación que han permitido transformar recursos naturales complejos en energía utilizable y materias primas industriales.

En el Perú, la evolución tecnológica del sector refleja tendencias globales de la industria del petróleo y gas, aunque adaptadas a condiciones geográficas particulares que incluyen operaciones costeras, amazónicas y offshore.

Evolución tecnológica del sector

Las primeras operaciones petroleras en Talara a finales del siglo XIX estuvieron basadas en técnicas rudimentarias de perforación por cable (cable-tool drilling), donde la localización de yacimientos dependía principalmente de observaciones superficiales y experiencia empírica. La productividad de los campos estaba limitada por el escaso conocimiento geológico y la baja eficiencia de los métodos de extracción.

Durante la primera mitad del siglo XX se introdujeron avances significativos:

- perforación rotatoria,
- registros eléctricos de pozo,
- sísmica 2D para exploración estructural,
- separación primaria de crudo y gas en superficie.

Estas tecnologías permitieron aumentar la producción y consolidar la cuenca de Talara como el principal centro petrolero del país.

A partir de la década de 1970, la industria ingresó en una etapa de modernización caracterizada por:

- interpretación sísmica computacional,
- perforación direccional,
- sistemas de bombeo artificial,
- automatización de refinerías.

El desarrollo del proyecto Camisea marcó un cambio tecnológico decisivo al introducir operaciones modernas de gas natural en ambientes amazónicos complejos, incorporando estándares internacionales de ingeniería, transporte por gasoductos de gran longitud y procesamiento criogénico de gas.

Actualmente, la industria evoluciona hacia la denominada Exploración y Producción 4.0, donde herramientas digitales, inteligencia artificial y modelamiento numérico permiten optimizar la caracterización de reservorios y reducir riesgos exploratorios.

Impacto tecnológico en la refinación

El avance tecnológico también transformó profundamente el sector de refinación. Las primeras refinerías peruanas operaban principalmente mediante destilación atmosférica simple destinada a producir combustibles básicos. Sin embargo, el aumento de la demanda energética y la disponibilidad de crudos más pesados impulsaron la incorporación progresiva de procesos de conversión.

Entre las principales innovaciones destacan:

- unidades de craqueo térmico y catalítico,
- reformación catalítica para mejora del octanaje,

- hidrotratamiento para reducción de azufre,
- integración energética mediante redes de intercambiadores de calor.

La modernización de la Refinería Talara representa un ejemplo contemporáneo de transición tecnológica, incorporando unidades de conversión profunda capaces de procesar crudos pesados y cumplir estándares ambientales internacionales de combustibles limpios.

Evolución de los métodos de recuperación

La tecnología de recuperación de hidrocarburos ha experimentado una transformación sustancial. Inicialmente, la producción dependía exclusivamente de la energía natural del reservorio (recuperación primaria). Con el tiempo, la disminución de presión en campos maduros obligó a adoptar técnicas de recuperación secundaria, principalmente la inyección de agua para mantenimiento de presión.

En décadas recientes, la industria ha incorporado métodos de recuperación mejorada (Enhanced Oil Recovery, EOR), tales como:

- inyección miscible de CO₂,
- procesos térmicos para crudos pesados,
- modelamiento dinámico de reservorios,
- monitoreo sísmico 4D.

Estas tecnologías permiten extender la vida útil de campos maduros y aumentar el factor de recobro, reduciendo la necesidad de exploración intensiva en nuevas áreas.

Transición hacia el gas natural

Uno de los cambios tecnológicos más importantes en la matriz energética peruana ha sido la transición progresiva hacia el uso del gas natural. El desarrollo del yacimiento Camisea impulsó la construcción de infraestructura moderna de transporte, separación y distribución energética, permitiendo:

- generación eléctrica de alta eficiencia mediante ciclos combinados,
- sustitución de combustibles líquidos en la industria,
- expansión del gas natural vehicular,
- reducción significativa de emisiones contaminantes urbanas.

El gas natural ha pasado así de ser un subproducto de la producción petrolera a convertirse en un eje estratégico de seguridad energética nacional y transición hacia sistemas energéticos de menor intensidad de carbono.

Tabla 1 Evolución tecnológica de la industria petrolera peruana

Periodo	Tecnología dominante	Impacto en refinación	Método de recuperación predominante	Rol energético
1880–1930	Perforación por cable, exploración empírica	Destilación simple	Recuperación primaria	Combustibles básicos
1930–1970	Perforación rotatoria, sísmica 2D	Expansión de refinerías	Bombeo artificial	Expansión industrial
1970–2000	Automatización, sísmica digital	Craqueo catalítico e hidrotratamiento	Inyección de agua	Modernización energética
2000–2015	Modelamiento computacional	Conversión profunda	Recuperación secundaria avanzada	Inicio del gas natural
2015–Actualidad	Digitalización, IA, sísmica 4D	Refinerías de bajo azufre	EOR y optimización de reservorios	Transición energética

Nota. Adaptada de información histórica y tecnológica reportada por Perupetro S.A., Sociedad Peruana de Hidrocarburos, Ministerio de Energía y Minas del Perú (MINEM), International Energy Agency (IEA), BP Statistical Review of World Energy, y literatura técnica de ingeniería de petróleo y refinación (Hyne, 2012; Speight, 2014; Gary, Handwerk & Kaiser, 2007).

1.3 PRODUCCIÓN Y RESERVAS NACIONALES

El análisis del potencial energético de un país requiere distinguir entre la

existencia geológica de hidrocarburos y la cantidad que puede producirse de manera técnica y económicamente viable. Para lograr esta diferenciación, la industria internacional emplea el estándar Petroleum Resources Management System (PRMS) desarrollado por la Society of Petroleum Engineers (SPE), el cual establece una clasificación uniforme de reservas y recursos utilizada por empresas petroleras, organismos reguladores y entidades financieras en todo el mundo.

Clasificación de reservas según el estándar SPE-PRMS

El sistema SPE-PRMS organiza los hidrocarburos en función del nivel de certidumbre geológica y de la factibilidad comercial de su explotación.

Reservas probadas (1P).

Son los volúmenes de petróleo o gas que pueden recuperarse con alta certeza técnica y económica bajo condiciones actuales de operación. La probabilidad de recuperación es mayor o igual al 90 %. Estas reservas constituyen el indicador principal de seguridad energética y base de planificación industrial.

Reservas probables (2P).

Incluyen cantidades adicionales cuya recuperación es razonablemente probable, aunque aún sujetas a mayor incertidumbre geológica o económica. Normalmente dependen de nuevas perforaciones, mejoras tecnológicas o expansión de infraestructura existente.

Recursos prospectivos.

Corresponden a acumulaciones potenciales aún no descubiertas o no confirmadas mediante perforación exploratoria. Se estiman mediante estudios geológicos y sísmicos y representan el crecimiento futuro posible del sector hidrocarburífero.

La diferenciación entre estas categorías evita sobreestimar la capacidad energética real de un país y permite realizar planificación energética basada en criterios técnicos internacionales.

Situación de reservas y producción en el Perú

El Perú posee hidrocarburos distribuidos en la costa norte, el zócalo continental y la región amazónica, abarcando aproximadamente **dieciocho cuencas sedimentarias** con potencial petrolero y gasífero.

Las reservas probadas de petróleo se estiman en torno a **350 millones de barriles**, mientras que la producción nacional promedio se sitúa entre **40 000 y 45 000 barriles por día**, valor considerablemente menor que la demanda interna de combustibles líquidos. Esta diferencia estructural explica la necesidad de importación parcial de crudos y derivados refinados.

En contraste, el país dispone de importantes reservas de gas natural concentradas principalmente en el sistema Camisea, con volúmenes de **9.3 trillones de pies cúbicos (TCF)**. El desarrollo de este recurso ha permitido transformar progresivamente la matriz energética nacional hacia combustibles de menor intensidad de carbono y mayor eficiencia energética.

Desde una perspectiva estratégica, el Perú presenta una característica energética dual:

- limitada autosuficiencia petrolera,
- abundante disponibilidad de gas natural.

Esta condición influye directamente en el diseño del sistema de refinación, la generación eléctrica y la planificación energética de largo plazo.

Comparación internacional de reservas y producción

La comparación regional permite contextualizar la escala del sector hidrocarburífero peruano dentro de América Latina y comprender las diferencias tecnológicas y geológicas entre países productores.

Tabla 2 Comparación internacional de reservas y producción de petróleo

País	Reservas probadas (miles de millones bbl)	Producción aproximada (Mbbl/día)	Perfil energético
Perú	0.35	0.04	Productor pequeño con énfasis en gas natural
Colombia	2.0	0.75	Productor regional consolidado
Brasil	12.7	3.4	Potencia offshore y presal
Argentina	2.5	0.65	Desarrollo shale y no convencional
México	6.0	1.6	Productor histórico en transición

Nota. Adaptada del estándar SPE-PRMS (Society of Petroleum Engineers), estadísticas de la International Energy Agency (IEA), BP Statistical Review of World Energy, U.S. Energy Information Administration (EIA), y reportes oficiales de Perupetro S.A. y del Ministerio de Energía y Minas del Perú.

La comparación evidencia que el desempeño energético nacional depende no solo del volumen de reservas, sino también del nivel tecnológico aplicado en exploración, recuperación y refinación.

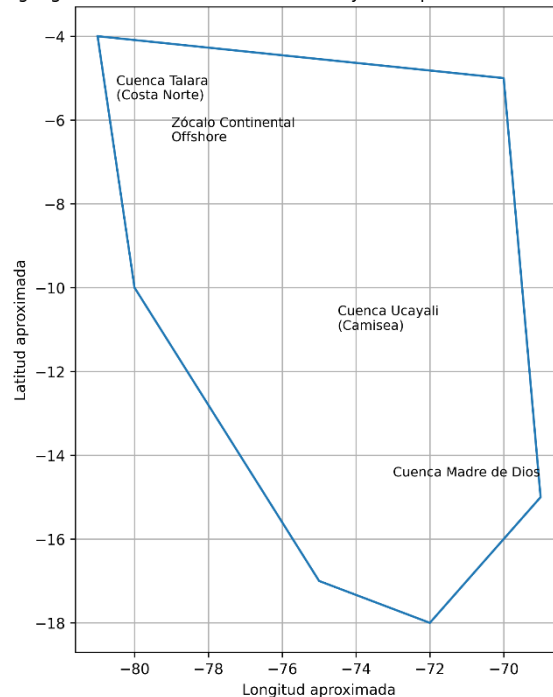
Distribución geográfica de las cuencas hidrocarburíferas

Un análisis completo de reservas debe complementarse con la representación espacial de los recursos energéticos. En el Perú, las principales áreas hidrocarburíferas se agrupan en tres dominios geográficos:

- **Costa norte:** Cuenca Talara y operaciones offshore asociadas.
- **Selva central y sur:** Cuencas Ucayali y Madre de Dios, incluyendo el proyecto Camisea.
- **Zócalo continental:** Potencial exploratorio marino aún en desarrollo.

Figura 2 Mapa geográfico de cuencas sedimentarias y principales áreas productoras de hidrocarburos en el Perú.

Figura 1.2. Mapa geográfico de cuencas sedimentarias y áreas productoras de hidrocarburos en el Perú



Nota. Elaboración propia basada en información geológica y cartográfica publicada por Perupetro S.A., el Ministerio de Energía y Minas del Perú (MINEM), el Instituto Geológico, Minero y Metalúrgico (INGEMMET) y reportes técnicos de la Sociedad Peruana de Hidrocarburos.

Implicaciones para la ingeniería y la planificación energética

Desde la perspectiva de la ingeniería química y de procesos, la naturaleza y magnitud de las reservas condicionan:

- el tipo de crudos procesados en refinería,
- la integración gas-energía-petroquímica,
- el diseño de infraestructura de transporte,
- la estrategia nacional de transición energética.

Por ello, el estudio de reservas nacionales no constituye únicamente un análisis geológico, sino un elemento fundamental para comprender el desarrollo tecnológico, industrial y energético del país.

1.4 SITUACIÓN ENERGÉTICA MUNDIAL

El sistema energético mundial atraviesa actualmente una transformación estructural sin precedentes. Durante más de un siglo, el desarrollo económico global ha estado sustentado principalmente en los combustibles fósiles —petróleo, gas natural y carbón— debido a su alta densidad energética, facilidad de transporte y capacidad para soportar el crecimiento industrial. Sin embargo, los desafíos asociados al cambio climático, la seguridad energética y la sostenibilidad ambiental han impulsado una transición progresiva hacia sistemas energéticos de menor intensidad de carbono.

A pesar del rápido crecimiento de las energías renovables, los hidrocarburos continúan desempeñando un papel dominante en la matriz energética global. El petróleo sigue siendo esencial para el transporte pesado, la aviación y la petroquímica, mientras que el gas natural actúa como combustible puente al permitir la reducción de emisiones respecto al carbón y facilitar la integración de energías renovables variables.

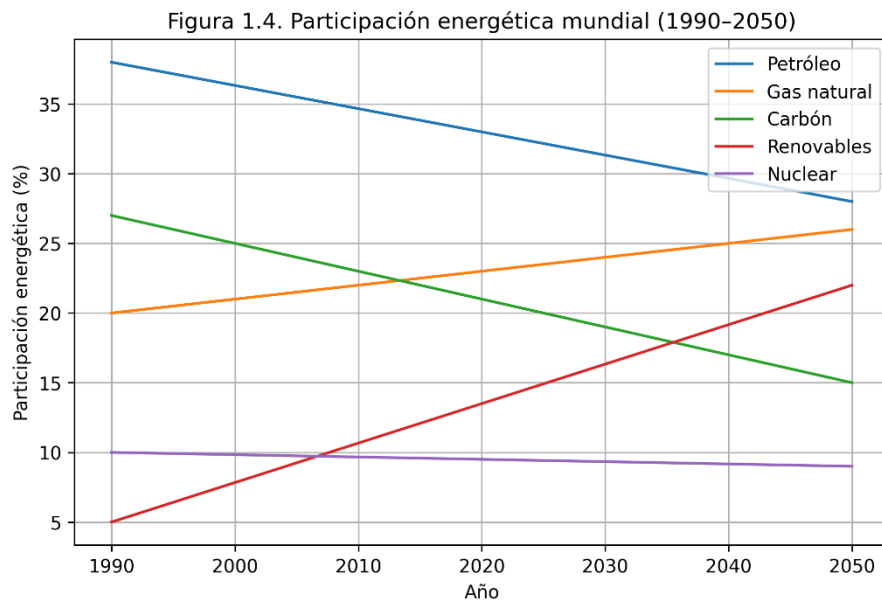
Evolución histórica de la matriz energética mundial

Desde 1990 hasta la actualidad, la participación energética global ha mostrado tendencias claras:

- reducción gradual del uso del carbón en economías desarrolladas,
- crecimiento sostenido del gas natural,
- rápida expansión de energías renovables,
- electrificación creciente de la economía mundial.

No obstante, las proyecciones internacionales indican que los hidrocarburos continuarán representando una fracción significativa del suministro energético mundial durante las próximas décadas, especialmente en sectores industriales difíciles de electrificar.

Figura 3 Participación energética mundial (1990–2050).



Nota. Adaptada de proyecciones energéticas internacionales reportadas por la International Energy Agency (IEA, World Energy Outlook), BP Statistical Review of World Energy y U.S. Energy Information Administration (EIA).

El gráfico muestra la evolución histórica y proyección futura de la participación de petróleo, gas natural, carbón, energías renovables y energía nuclear en la matriz energética global.

Transición energética global

La transición energética actual busca reducir las emisiones de gases de efecto invernadero mediante la incorporación de energías renovables, eficiencia energética y tecnologías de captura de carbono (International Energy Agency, 2023b; Intergovernmental Panel on Climate Change, 2023).

La transición energética no implica la desaparición inmediata de los combustibles fósiles, sino su transformación tecnológica. El objetivo central es alcanzar sistemas energéticos capaces de sostener el desarrollo económico reduciendo simultáneamente las emisiones de gases de efecto invernadero.

Entre los pilares tecnológicos más relevantes destacan:

Net Zero Emissions.

Diversos países y organizaciones internacionales han adoptado compromisos de emisiones netas cero hacia mediados del siglo XXI. Este objetivo requiere mejoras sustanciales en eficiencia energética, electrificación industrial, combustibles bajos en carbono y tecnologías de captura de carbono.

Economía del hidrógeno (Hydrogen Economy).

El hidrógeno emerge como vector energético clave para descarbonizar sectores difíciles de electrificar, como la producción de acero, fertilizantes, refinación y transporte marítimo. Su producción mediante reformación con captura de carbono o electrólisis alimentada por energías renovables constituye una extensión natural de las tecnologías tradicionales de procesamiento de hidrocarburos.

Electrificación energética.

El crecimiento de energías renovables ha impulsado la electrificación del transporte, la climatización y procesos industriales. Sin embargo, esta electrificación requiere sistemas de respaldo energético y almacenamiento, donde el gas natural y los combustibles sintéticos continúan desempeñando un papel estratégico.

Captura, utilización y almacenamiento de carbono (CCS).

Las tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂ permiten reducir emisiones provenientes de refinerías, plantas petroquímicas y generación eléctrica basada en combustibles fósiles. Estas tecnologías representan uno de los campos de mayor desarrollo dentro de la ingeniería química contemporánea.

Implicaciones para la ingeniería química y el procesamiento de hidrocarburos

La transición energética global no elimina la relevancia de la industria del petróleo y gas; por el contrario, redefine su papel tecnológico. Muchas de las soluciones necesarias para alcanzar sistemas energéticos sostenibles —producción de hidrógeno, captura de carbono, combustibles sintéticos, optimización energética y reducción de emisiones— se

fundamentan en operaciones unitarias y procesos químicos derivados de la ingeniería de refinación.

En este contexto, los procesos descritos en este libro constituyen el núcleo tecnológico de la transición energética, ya que proporcionan las bases científicas y de ingeniería necesarias para transformar los sistemas energéticos actuales hacia modelos más eficientes, seguros y ambientalmente responsables.

La industria de los hidrocarburos continúa siendo un pilar fundamental del sistema energético global, representando una proporción significativa del consumo de energía primaria a nivel mundial (BP, 2023; International Energy Agency, 2023a).

Comprender la situación energética mundial permite al lector interpretar los capítulos posteriores no solo como una descripción de procesos industriales tradicionales, sino como herramientas fundamentales para el diseño del futuro energético global.

Nota. Elaboración propia basada en proyecciones energéticas internacionales, balances energéticos globales y reportes de transición energética publicados por agencias internacionales de energía y organismos multilaterales especializados.

1.5 MARCO LEGAL Y GOBERNANZA DEL SECTOR

El marco legal que regula la actividad de hidrocarburos en el Perú prioriza la propiedad estatal de los recursos en el subsuelo y su aprovechamiento mediante contratos con el sector privado y público.

El desarrollo sostenible de la industria de hidrocarburos no depende únicamente de la disponibilidad de recursos naturales o del avance tecnológico, sino también de la calidad institucional que regula las actividades energéticas. La gobernanza del sector energético constituye un sistema integrado donde interactúan políticas públicas, regulación económica, supervisión técnica, estabilidad contractual e incentivos para la inversión.

En este contexto, el marco legal peruano ha evolucionado hacia un modelo que busca equilibrar tres objetivos fundamentales:

- aprovechamiento eficiente de los recursos naturales,

- seguridad energética nacional,
- atracción de inversión privada bajo estándares ambientales y técnicos internacionales.

Modelo regulatorio del sector hidrocarburífero (Upstream–Midstream–Downstream)

El sistema regulatorio moderno se estructura siguiendo la cadena de valor de los hidrocarburos.

Upstream (Exploración y Producción).

El Estado mantiene la propiedad de los recursos en el subsuelo, mientras que las actividades de exploración y explotación se desarrollan mediante contratos de licencia o servicios con empresas privadas. Este esquema permite transferir el riesgo exploratorio al inversionista manteniendo la soberanía sobre los recursos naturales.

Funciones regulatorias principales:

- promoción de inversiones y negociación contractual,
- supervisión técnica de operaciones,
- cumplimiento ambiental y seguridad industrial.
- Midstream (Transporte y almacenamiento).

Incluye oleoductos, gasoductos, terminales y sistemas logísticos. Debido a su naturaleza de infraestructura estratégica, el transporte energético suele operar bajo regulación tarifaria y supervisión estatal para garantizar acceso abierto y continuidad del servicio.

Downstream (Refinación y comercialización).

Comprende refinación, distribución y venta de combustibles. El objetivo regulatorio es asegurar calidad de productos, competencia de mercado y abastecimiento nacional.

Este enfoque sistémico permite comprender que la gobernanza energética no es una suma de instituciones independientes, sino un mecanismo coordinado que integra regulación económica, seguridad operacional y política energética.

Riesgo país energético y estabilidad contractual

La inversión en hidrocarburos se caracteriza por horizontes de recuperación superiores a 20 o 30 años. Por ello, la percepción internacional del riesgo país energético constituye un factor decisivo para el desarrollo del sector.

Entre los elementos más relevantes destacan:

- estabilidad jurídica y respeto contractual,
- predictibilidad tributaria,
- claridad regulatoria ambiental,
- continuidad de políticas energéticas de largo plazo.

La estabilidad contractual resulta especialmente crítica en proyectos Upstream, donde el alto riesgo exploratorio requiere marcos legales consistentes que reduzcan la incertidumbre financiera. Experiencias internacionales demuestran que los países con instituciones sólidas y reglas claras logran mayores niveles de inversión, innovación tecnológica y eficiencia operativa.

Modelo institucional de gobernanza energética peruana

El sistema peruano se basa en una separación funcional de responsabilidades públicas:

- formulación de política energética,
- promoción de inversiones,
- supervisión técnica,
- fiscalización ambiental,

- operación empresarial estatal.

Figura 4 Modelo de gobernanza energética peruana.

Figura 1.4. Modelo de gobernanza energética peruana



Nota. Adaptación basada en la Ley Orgánica de Hidrocarburos del Perú (Ley N.º 26221), documentos institucionales del Ministerio de Energía y Minas (MINEM), reportes de Perupetro S.A., Osinergmin, Organismo de Evaluación y Fiscalización Ambiental (OEFA) y publicaciones oficiales de Petroperú.

Esquema conceptual del sistema institucional del sector hidrocarburífero peruano, mostrando la separación funcional entre formulación de política energética, promoción contractual, regulación técnica, fiscalización ambiental y operación industrial dentro de la cadena de valor energética.

Comparación internacional de modelos de gobernanza

El análisis comparativo evidencia que los países productores exitosos combinan estabilidad institucional con eficiencia regulatoria.

Noruega.

Considerado uno de los modelos más exitosos de gobernanza energética. Mantiene fuerte control estatal sobre los recursos, altos estándares ambientales y una

empresa nacional (Equinor) que opera bajo criterios comerciales. El fondo soberano noruego transforma ingresos petroleros en estabilidad económica intergeneracional.

Brasil.

Ha desarrollado un modelo mixto con participación estatal y privada, especialmente en el desarrollo offshore presal. La Agencia Nacional de Petróleo (ANP) regula el sector mientras Petrobras actúa como operador estratégico, promoviendo innovación tecnológica en aguas profundas.

México.

Históricamente basado en un monopolio estatal, ha transitado hacia esquemas de apertura parcial para atraer inversión privada y modernizar la industria. La evolución regulatoria refleja los desafíos de equilibrar soberanía energética y eficiencia económica.

Tabla 3 Comparación internacional de gobernanza energética

País	Modelo regulatorio	Participación estatal	Estabilidad contractual	Resultado energético
Perú	Contratos de licencia	Mixta	Media	Potencial gasífero
Noruega	Estado estratégico	Alta	Muy alta	Referente mundial
Brasil	Modelo mixto	Alta	Alta	Liderazgo offshore
México	Reforma progresiva	Alta	Variable	Transición institucional

Nota. Elaboración propia con base en análisis comparativos de modelos de gobernanza energética reportados por la International Energy Agency (IEA), el Banco Mundial, la Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos (OCDE) y literatura especializada en política energética y regulación de hidrocarburos.

Implicaciones para la ingeniería y el desarrollo energético

Desde la perspectiva de la ingeniería química y de procesos, la gobernanza energética influye directamente en:

- decisiones de inversión en refinerías y petroquímica,

- desarrollo de infraestructura gasífera,
- adopción de tecnologías de descarbonización,
- implementación de proyectos de hidrógeno y captura de carbono.

Un sistema institucional estable permite planificar instalaciones industriales complejas, optimizar cadenas de suministro energético y facilitar la transición hacia sistemas energéticos más sostenibles.

En consecuencia, comprender el marco legal y la gobernanza del sector constituye un elemento esencial para interpretar el funcionamiento real de la industria de hidrocarburos descrita en los capítulos posteriores de este libro.

Nota. Adaptada de legislación peruana de hidrocarburos, reportes institucionales nacionales y análisis comparativos de gobernanza energética publicados por organismos internacionales de energía y políticas públicas.

1.6 CADENA DE VALOR DEL PETRÓLEO.

La cadena de valor del petróleo se divide en tres grandes segmentos: Upstream, midstream, downstream. Es un ecosistema complejo que abarca desde la búsqueda del recurso en el subsuelo hasta que llega al consumidor final en forma de gasolina, plástico o fertilizantes.

1. Upstream (Exploración y Producción)

El segmento upstream comprende las actividades de exploración y producción de hidrocarburos, caracterizadas por altos niveles de incertidumbre geológica y riesgo económico. En esta etapa se desarrollan estudios sísmicos, perforación exploratoria y extracción de fluidos desde el reservorio.

Exploración: Se realizan estudios geológicos y sísmicos para localizar posibles yacimientos de hidrocarburos.

Perforación: Una vez localizado el yacimiento, se perforan pozos exploratorios para confirmar la presencia de petróleo o gas.

Extracción: Es la fase de producción propiamente dicha, donde se extrae el "crudo" del subsuelo (ya sea en tierra firme u offshore).

2. Midstream (Transporte y Almacenamiento)

Este segmento actúa como el puente logístico entre el lugar de extracción y las refinerías. Es la etapa de gestión de infraestructura.

Transporte: Se utilizan oleoductos, buques petroleros (tanqueros), camiones cisterna y vagones de ferrocarril para mover el crudo a largas distancias.

Almacenamiento: Gestión de terminales de tanques donde se guarda el petróleo antes de ser procesado.

Procesamiento inicial: En el caso del gas natural, aquí se suelen eliminar impurezas y separar líquidos del gas.

3. Downstream (Refinación y Comercialización)

Es la etapa final donde el crudo se transforma en productos con valor comercial y se entregan al cliente.

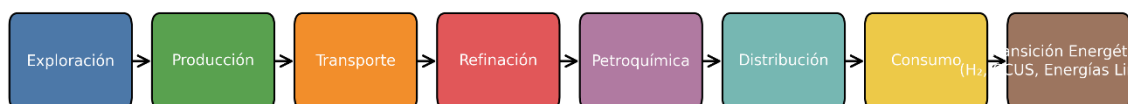
Refinación: El petróleo crudo se procesa en refinerías para obtener derivados como gasolina, diésel, combustible para aviones (jet fuel), lubricantes y asfalto.

Petroquímica: Transformación de derivados en materias primas para plásticos, fertilizantes y productos químicos.

Distribución y Venta: La llegada del producto a las estaciones de servicio (gasolineras) y la venta a industrias finales

Figura 5 Cadena de valor del petróleo

Cadena de valor integrada del petróleo y gas con transición energética



Nota. Adaptada de modelos internacionales de cadena de valor energética reportados por la International Energy Agency (IEA), BP Statistical Review of World Energy, Gary, Handwerk & Kaiser (Petroleum Refining), Speight (The Chemistry and Technology of Petroleum) y literatura reciente sobre transición energética y descarbonización industrial.

1.7 ENERGÍA CONTENIDA EN UN BARRIL DE PETRÓLEO.

Comprender la magnitud energética asociada al petróleo resulta fundamental para dimensionar su importancia dentro del sistema energético mundial. Un barril de petróleo no representa únicamente un volumen físico de hidrocarburo, sino una cantidad significativa de energía química almacenada que puede transformarse en electricidad, movimiento mecánico, calor industrial o materias primas químicas.

Ejercicio 1.1. Energía contenida en un barril de petróleo

Enunciado:

Calcular la energía contenida en un barril de petróleo crudo expresada en megajulios (MJ) y kilowatt-hora (kWh).

Datos:

- 1 barril = 159 L
- Densidad promedio del crudo = 0.85 kg/L
- Poder calorífico inferior = 42 MJ/kg

Desarrollo:

Masa del crudo: $159 \text{ L} \times 0.85 \text{ kg/L} = 135.15 \text{ kg}$

Energía contenida: $135.15 \text{ kg} \times 42 \text{ MJ/kg} = 5,676 \text{ MJ}$

Conversión a energía eléctrica equivalente:

En kWh: $5,676 \text{ MJ} \div 3.6 = 1,577 \text{ kWh}$

Resultado:

Un barril de petróleo contiene aproximadamente **5 676 MJ** o **1 577 kWh** de energía química.

Discusión:

El resultado anterior permite contextualizar la relevancia energética del petróleo mediante comparaciones prácticas.

Equivalencia con consumo eléctrico residencial

El consumo eléctrico promedio de un hogar latinoamericano se encuentra entre **120 y 160 kWh por mes**. Por lo tanto:

Un barril de petróleo equivale aproximadamente al consumo eléctrico mensual de 10 a 13 hogares.

Esta comparación evidencia la elevada densidad energética de los combustibles fósiles y explica su papel histórico como base del desarrollo industrial y del transporte moderno.

Comparación con energías renovables

Si se considera una instalación solar fotovoltaica típica:

- Producción promedio: $4\text{--}5 \text{ kWh/m}^2\cdot\text{día}$ en regiones tropicales.
- Energía anual de un panel doméstico ($\sim 400 \text{ W}$): $\approx 700 \text{ kWh/año}$.

(panel 400 W/ p, factor de planta típico región tropical 20%):

$$E_{\text{anual}} = 0.400 \text{ kW} \times 0.20 \times 8760 \text{ h/año} = 701 \text{ kWh/año} \approx 700 \text{ kWh/año}$$

$$\text{Equivalencia: } 1,577 \text{ kWh/bbl} \div 700 \text{ kWh/panel} \approx 2.3 \text{ paneles/barril}$$

En términos equivalentes:

Un solo barril de petróleo contiene una energía comparable a la producción anual de aproximadamente **dos a tres paneles solares domésticos**.

Esta comparación no pretende establecer superioridad tecnológica, sino resaltar el desafío energético asociado a la sustitución progresiva de combustibles fósiles por fuentes renovables.

Emisiones asociadas

La combustión de derivados de petróleo genera entre 0.34 y 0.45 toneladas de CO₂ por barril, dependiendo del producto. El valor promedio para crudo es $\sim 0.42 \text{ tCO}_2/\text{bbl}$ (EPA, 2023). Para el barril tipo (densidad 0.85 kg/L, PCI = 42 MJ/kg, factor de emisión 73.3 gCO₂/MJ): Emisión = $135 \text{ kg} \times 42 \text{ MJ/kg} \times 73.3 \times 10^{-6} \text{ tCO}_2/\text{MJ} \approx 0.415 \text{ tCO}_2/\text{bbl}$.

Este valor permite comprender por qué la descarbonización energética constituye uno de los principales retos tecnológicos contemporáneos y justifica el desarrollo de procesos de eficiencia energética, hidrógeno bajo en carbono y captura de carbono estudiados en capítulos posteriores.

Importancia para la ingeniería química

Desde la perspectiva de la ingeniería de procesos, el concepto de energía por barril permite:

- realizar balances energéticos de refinerías,
- evaluar eficiencia térmica de procesos,
- comparar combustibles alternativos,

- estimar emisiones industriales,
- dimensionar sistemas energéticos integrados.

El análisis energético constituye, por tanto, el punto de partida para el diseño racional de procesos industriales sostenibles.

Sección de ejercicios

Con el objetivo de reforzar el aprendizaje, cada capítulo del libro incorpora tres niveles de problemas: ejercicios resueltos, ejercicios propuestos y problemas de diseño ingenieril.

La industria del petróleo y del gas natural emplea diversas unidades para expresar energía, dependiendo del contexto tecnológico y del sistema de medición utilizado. En ingeniería química y en análisis energético global es común utilizar unidades del Sistema Internacional como el joule o el megajoule, mientras que en la industria petrolera y gasífera se utilizan también unidades tradicionales como el barril equivalente de petróleo (boe) o el British Thermal Unit (BTU).

La Tabla 4 presenta algunas de las principales conversiones energéticas utilizadas en el análisis de sistemas energéticos y procesos industriales.

Tabla 4 Conversión de unidades energéticas utilizadas en la industria del petróleo y gas

Unidad energética	Equivalencia aproximada
1 joule (J)	unidad básica del Sistema Internacional
1 kilojoule (kJ)	10^3 J
1 megajoule (MJ)	10^6 J
1 gigajoule (GJ)	10^9 J
1 kilowatt-hora (kWh)	3.6 MJ
1 megawatt-hora (MWh)	3.6 GJ
1 BTU (British Thermal Unit)	1055 J
1 MMBTU	1.055 GJ
1 barril equivalente de petróleo (boe)	≈ 6.12 GJ
1 tonelada equivalente de petróleo (tep)	41.868 GJ
1 pie cúbico estándar de gas natural	$\approx 1\,037$ BTU
1 millón de pies cúbicos de gas (MMscf)	$\approx 1.037 \times 10^9$ BTU

Nota. Elaboración propia con base en estándares internacionales de energía y

unidades, incluyendo el Sistema Internacional de Unidades (SI), U.S. Energy Information Administration (EIA), International Energy Agency (IEA) y literatura técnica de ingeniería química y energética.

Ejercicios resueltos

Ejercicio 1.2. Equivalente energético diario

Calcular la energía total liberada si una refinería procesa 150 000 barriles por día.

(Respuesta esperada: orden de magnitud $\approx 8.5 \times 10^8$ MJ/día).

Ejercicios propuestos

1. Determine cuántos barriles de petróleo equivalen al consumo eléctrico anual de una ciudad de 100 000 hogares con consumo promedio de 140 kWh/mes.
2. Compare la energía contenida en un barril de petróleo con la energía generada por una turbina eólica de 3 MW operando con factor de capacidad del 35 % durante 24 horas.
3. Estime la reducción anual de emisiones si se reemplaza el consumo de 5 000 barriles/día por generación renovable.

Problemas de diseño (nivel ingeniería)

Problema 1.1. Sustitución energética

Una planta industrial consume 50 MW térmicos provenientes de combustibles líquidos derivados del petróleo.

- a) Calcule el número equivalente de barriles por día requeridos.
- b) Determine la capacidad solar fotovoltaica necesaria para sustituir completamente dicha energía considerando un factor de planta del 22 %.
- c) Estime la reducción anual de emisiones de CO₂.

1.8. SÍNTESIS DEL CAPÍTULO

En este capítulo se ha presentado el contexto general de la industria del petróleo y del gas natural, abordando su relevancia energética, evolución histórica, situación global y marco institucional. Asimismo, se ha analizado la cadena de valor de los hidrocarburos y la magnitud energética asociada a su uso.

Estos elementos constituyen la base conceptual necesaria para comprender los procesos de ingeniería que serán desarrollados en los capítulos siguientes, particularmente en lo relacionado con caracterización de crudos, operaciones de separación y procesos de conversión.

CAPÍTULO 2

LOS ORÍGENES DE PETRÓLEO Y GAS

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Explicar el origen geológico del petróleo y gas natural.
- Diferenciar las teorías orgánica e inorgánica de formación.
- Comprender el proceso de maduración térmica.
- Interpretar evidencias geológicas asociadas a sistemas petroleros.
- Relacionar el origen del crudo con su variabilidad composicional y comportamiento en refinación.

El petróleo y el gas natural son el resultado de procesos geológicos y geoquímicos que ocurren durante millones de años en cuencas sedimentarias. Su formación depende de la acumulación, preservación y transformación térmica de materia orgánica enterrada bajo condiciones específicas de presión, temperatura y ambiente deposicional.

El estudio de su origen constituye la base científica de la exploración moderna de hidrocarburos y permite comprender por qué los recursos energéticos se distribuyen de manera desigual en el planeta.

Importancia en ingeniería

El conocimiento del origen del petróleo permite anticipar propiedades físicas del crudo tales como su gravedad API, contenido de azufre y comportamiento en procesos de refinación.

2.1 FORMACIÓN NATURAL DE HIDROCARBUROS

El petróleo y el gas natural se encuentran en el subsuelo terrestre; sin embargo, su

origen geológico requiere un análisis detallado basado en procesos sedimentarios y geoquímicos que ocurren a lo largo de millones de años.

El origen del petróleo ha sido objeto de debate científico. La teoría más popular se conoce como Teoría Orgánica. Esta teoría establece que el petróleo y el gas tienen orígenes biológicos.

La formación de hidrocarburos comienza con la acumulación de restos orgánicos microscópicos - principalmente plancton, algas y bacterias - depositados en ambientes marinos o lacustres pobres en oxígeno.

Las etapas principales del proceso son:

1. Sedimentación: acumulación de materia orgánica junto con sedimentos finos.
2. Preservación: condiciones anóxicas evitan oxidación completa.
3. Enterramiento progresivo: aumento de presión y temperatura.
4. Transformación química: generación de kerógeno y posteriormente hidrocarburos.

Las rocas donde ocurre este proceso se denominan rocas madre y constituyen el elemento fundamental de cualquier sistema petrolero.

Tipos de kerógeno

Tipo	Origen	Producto dominante
Tipo I	Algas lacustres	Petróleo
Tipo II	Plancton marino	Petróleo y gas
Tipo III	Materia vegetal	Gas
Tipo IV	Materia oxidada	Poco potencial

Figura 6 .Formación geológica del petróleo y gas

Figura 2.1 Formación geológica del petróleo y gas



Representación conceptual del proceso de acumulación de materia orgánica, enterramiento sedimentario, generación de kerógeno y formación progresiva de petróleo y gas natural.

Nota. Adaptada de Tissot & Welte (Petroleum Formation and Occurrence) y literatura clásica de geología del petróleo.

2.2 TEORÍA ORGÁNICA

La teoría orgánica constituye el modelo científicamente aceptado para explicar la formación de los hidrocarburos en cuencas sedimentarias.

La formación del petróleo se explica principalmente mediante la transformación térmica de materia orgánica acumulada en ambientes sedimentarios (Tissot & Welte, 1984; Hunt, 1996).

Pequeños organismos que vivían en los tiempos en que la tierra estaba cubierta de agua murieron y se sedimentaron en el fondo de los océanos. Las capas se fueron cubriendo de limo, arena y arcilla y fueron conformando una estructura. A través de los procesos de decaimiento, cuando se incrementaron la presión y el calor, las antes criaturas

del mar fueron convertidas en petróleo y gas. Después de millones de años, la presión continua ha comprimido las capas de limo y arcilla en capas de roca. Estas se conocen como "rocas reservorio".

La teoría orgánica es el modelo científicamente aceptado para explicar el origen del petróleo.

Según esta teoría, los hidrocarburos se generan a partir de la transformación térmica del kerógeno, material sólido insoluble derivado de la degradación parcial de materia biológica.

Condiciones necesarias:

- alta concentración de carbono orgánico total (TOC),
- ambiente reductor,
- enterramiento suficiente,
- tiempo geológico prolongado.

Durante la evolución térmica, las largas cadenas orgánicas se rompen produciendo petróleo líquido y posteriormente gas natural.

2.3 MADURACIÓN TÉRMICA DEL PETRÓLEO

Hyne nos da una descripción de la generación, migración y acumulación del petróleo. La temperatura bajo la superficie de la tierra se incrementa cada vez que se va a mayores profundidades. A cerca de 60 °C, el petróleo comienza a formarse. La formación de petróleo cesa a cerca de 150 °C. El petróleo formado a bajas temperaturas (cerca de la superficie) se llama inmaduro y es pesado. El petróleo formado a mayores profundidades se llama maduro y es ligero.

La maduración térmica describe la transformación progresiva del kerógeno debido al incremento de temperatura con la profundidad.

El gradiente geotérmico promedio es de 25–30 °C/km.

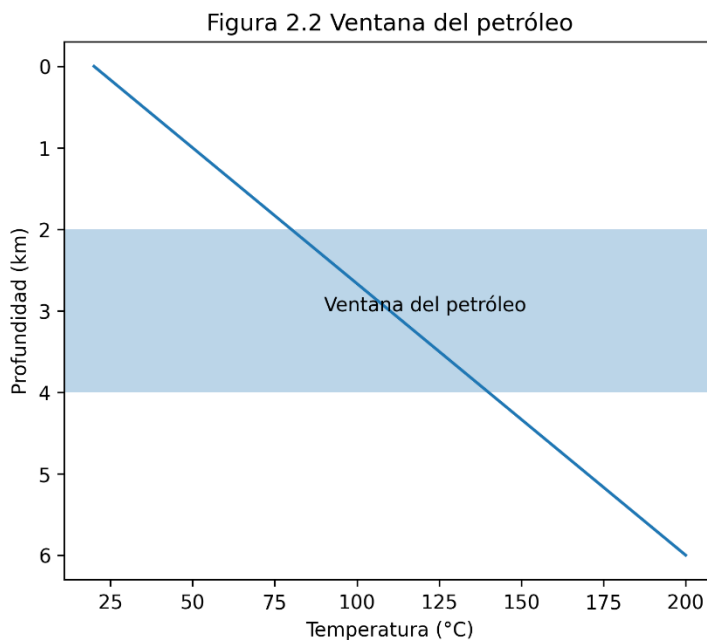
Se distinguen tres zonas principales:

Tabla de maduración corregida (referencias: Tissot & Welte, 1984; Hunt, 1996):

Temperatura	Etapa	Producto principal
< 60 °C	Diagénesis	Biogás, kerógeno inmaduro
60–150 °C	Catagénesis	Petróleo (oil window)
150–200 °C	Catagénesis tardía	Gas húmedo (C2–C5) + condensados
200–250 °C	Metagénesis	Gas seco (metano)
> 250 °C	Sobremadurez	Grafitización, sin generación significativa

Este concepto permite a los geólogos estimar el potencial generador de una cuenca antes de realizar perforaciones exploratorias.

Figura 7 Ventana del petróleo



Relación entre temperatura y profundidad que define las zonas de generación de petróleo y gas natural en función del gradiente geotérmico.

Nota. Adaptado de modelos geoquímicos de maduración térmica utilizados en

exploración petrolera moderna.

2.4 FORMACIÓN DEL GAS NATURAL

A temperaturas sobre 150 °C en escala geológica (millones de años), el petróleo sufre craqueo natural produciendo gas termogénico. En refinería, los procesos de craqueo térmico operan entre 450 y 550 °C, con tiempos de residencia muy cortos.

Puesto que la temperatura se incrementa con la profundidad, los pozos de gas natural se perforan típicamente a profundidades mayores que los pozos de petróleo. Las arenas bituminosas se supone que fueron formadas igualmente que el petróleo, pero por cambios geológicos se movieron hacia la superficie, donde se degradaron a bitumen.

El gas natural puede originarse mediante dos mecanismos principales:

Gas biogénico

Generado por actividad bacteriana en sedimentos poco profundos y bajas temperaturas.

Gas termogénico

Producido por descomposición térmica del petróleo o del kerógeno a mayores profundidades.

El metano constituye el componente dominante, acompañado por etano, propano y otros gases ligeros.

El conocimiento del origen del gas resulta esencial para el diseño de procesos de separación, tratamiento y transporte.

2.5 TEORÍA INORGÁNICA

Lo anterior es probablemente la historia del petróleo y del gas con la que estamos familiarizados. Sin embargo, hay una teoría alternativa interesante. Esta es la conocida como la teoría inorgánica y que fue desarrollada por Mendeleyev (el que diseñó la tabla periódica) en los años de 1800 y revivida por Thomas Gold (1999), sugiere que los hidrocarburos se originan en el manto terrestre. Aunque no es ampliamente aceptada,

estudios recientes han detectado metano en rocas cristalinas profundas (Sherwood Lollar et al., 2014). El creía que el petróleo vino de las profundidades de la tierra, notando que el petróleo parece estar asociado con la formación de grandes montañas y valles en vez de estar asociado con depósitos sedimentarios. Aunque esta teoría ha sido objeto de estudio en contextos específicos, la evidencia geoquímica disponible indica que la mayoría de los hidrocarburos comerciales presenta un origen orgánico. Las siguientes son observaciones tomadas del texto "Petróleo Moderno: Una Introducción Básica para la Industria", 3a Edición, por Berger y Andersen, Pennwell Publishers (1992).

La teoría inorgánica propone que algunos hidrocarburos podrían generarse mediante reacciones químicas profundas en el manto terrestre sin participación biológica.

Aunque existen evidencias de metano abiótico en ambientes volcánicos y sistemas hidrotermales, la mayoría de los yacimientos comerciales presenta firmas geoquímicas claramente asociadas a origen orgánico.

Actualmente esta teoría se considera complementaria y aplicable a casos geológicos específicos.

2.6 EVIDENCIAS GEOLÓGICAS

El petróleo y el gas natural se encuentran frecuentemente en patrones geográficos de largas líneas o arcos que se relacionan más a estructuras sedimentadas a profundidad, a gran escala, en lugar que a depósitos sedimentarios de pequeña escala. Las áreas ricas en hidrocarburos tienden a ser ricas a muchos niveles y se extienden hacia abajo a los basamentos cristalinos que definen el sedimento.

Algunos petróleos de niveles más profundos y más calientes casi carecen completamente de evidencia biológica. El metano se encuentra en muchas áreas donde el origen biológico es improbable. Los depósitos de hidrocarburos de gran área a menudo muestran patrones químicos comunes independientes de la composición variada o las edades geológicas a las que han sido encontradas. La asociación regional de hidrocarburos con el gas inerte helio, y un mayor nivel de escape de helio en las regiones formadoras de petróleo no tiene explicación en la teoría biológica del petróleo.

Muchos simplemente dicen que la vasta cantidad de petróleo presente en las

profundidades de la tierra no puede ser posiblemente explicada por la formación de detritos orgánicos. Más información puede ser encontrada en el texto de Berger y Andersen.

La presencia de metano en rocas cristalinas profundas sugiere que al menos parte de los hidrocarburos podrían tener un origen no biológico” (Gold, 1999; Sherwood Lollar et al., Nature, 2014).

Diversas evidencias apoyan el origen orgánico del petróleo:

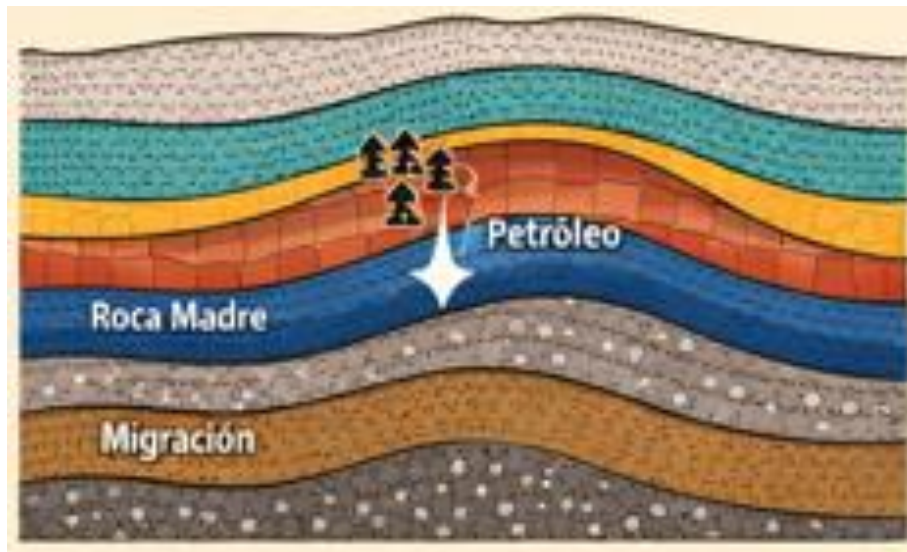
- presencia de biomarcadores moleculares derivados de organismos vivos,
- relación isotópica del carbono compatible con procesos biológicos,
- asociación sistemática entre petróleo y rocas sedimentarias ricas en materia orgánica,
- correlación entre maduración térmica y tipo de hidrocarburo generado.

El concepto moderno de **sistema petrolero** integra:

- roca madre,
- migración,
- roca reservorio,
- sello impermeable,
- trampa estructural.

La ausencia de cualquiera de estos elementos impide la acumulación comercial de hidrocarburos.

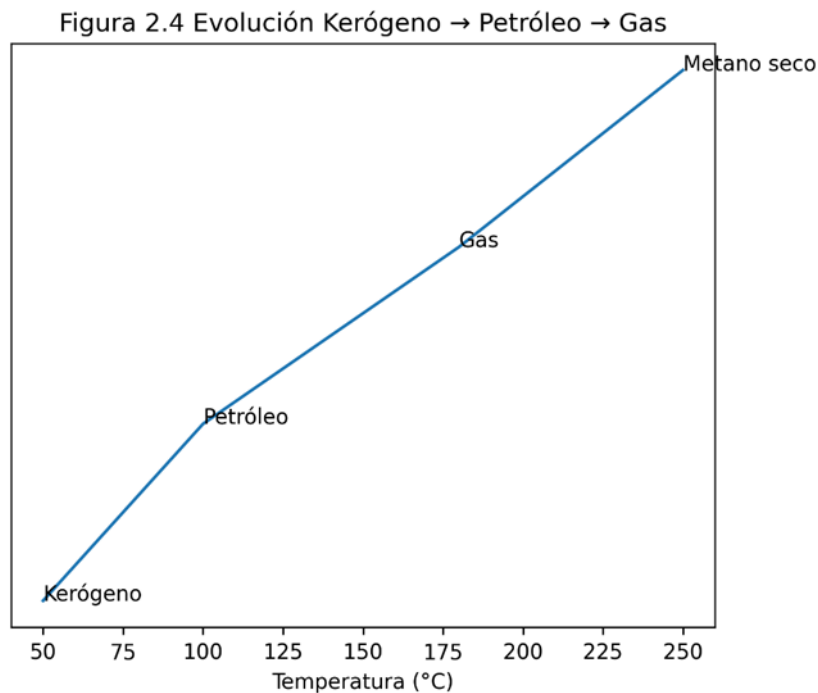
Figura 8 Sistema petrolero



Nota. Esquema conceptual de un sistema petrolero que muestra la generación de hidrocarburos en la roca madre, su migración a través de formaciones permeables y su acumulación en una roca reservorio sellada por una capa impermeable. La interacción entre roca madre, migración, reservorio, sello y trampa estructural constituye el conjunto de elementos necesarios para la formación de acumulaciones comerciales de petróleo y gas natural.

Adaptado de Magoon, L. B., & Dow, W. G. (1994). The petroleum system: From source to trap. American Association of Petroleum Geologists

Figura 9 Evolución Kerógeno -> Petróleo -> Gas



Transformación progresiva de la materia orgánica con el incremento de temperatura durante el enterramiento geológico.

Nota. Adaptada de modelos de maduración orgánica y cinética térmica de hidrocarburos.

2.7 VARIABILIDAD DEL CRUDO MUNDIAL

Otro interesante hecho del petróleo crudo es que su composición varía grandemente de acuerdo a la parte del mundo en que se encuentre. La calidad del crudo del Oriente Medio es muy diferente que el del Mar del Norte.

Tabla 5 Comparación de teorías

Teoría	Origen	Evidencia principal
Orgánica	Biomasa marina	Fósiles, isótopos
Abiótica	Manto terrestre	Metano en rocas ígneas

Nota: Basado en Tissot & Welte (1984), Hunt (1996) y Gold (1999).

El petróleo no es una sustancia única, sino una mezcla compleja cuya composición depende de:

- tipo de materia orgánica original,
- condiciones de maduración térmica,
- historia geológica del reservorio,
- procesos de biodegradación.

Los crudos se clasifican comúnmente según:

- gravedad API,
- contenido de azufre,
- composición SARA (saturados, aromáticos, resinas y asfaltenos).

Esta variabilidad tiene implicancias directas en:

- diseño de refinerías,
- selección de procesos de conversión,
- eficiencia energética,
- impacto ambiental.

Por ello, comprender el origen geológico del crudo permite anticipar su comportamiento durante el procesamiento industrial estudiado en capítulos posteriores.

El origen y evolución de los hidrocarburos determinan:

- propiedades físicas del crudo,
- estrategias de producción,
- requerimientos de refinación,

- emisiones asociadas,
- viabilidad económica del desarrollo energético.

La integración entre geología e ingeniería química constituye el fundamento del diseño moderno de sistemas energéticos.

Figura 10 Esquema de formación orgánica

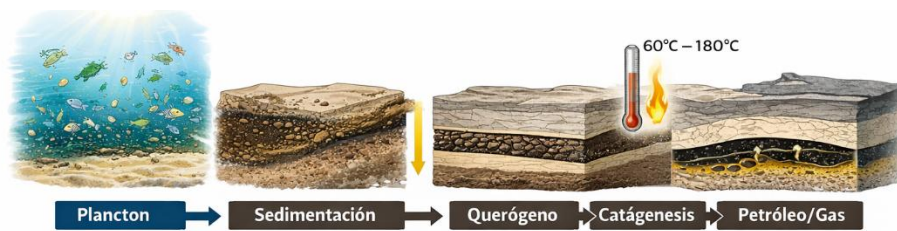


Figura 2.1 – Esquema de formación orgánica

Plancton → Sedimentación → Querógeno → Catagénesis → Petróleo/Gas

Nota. Fuente: Adaptado de Hunt (1996, p. 26) y Speight (2014, p. 181).

Ejercicio 2.1

Enunciado: Comparar composición de crudos de Oriente Medio vs. Mar del Norte

Solución:

Parámetro	Oriente Medio	Mar del Norte
API	30–34	38–42
Azufre (% peso)	2.5–3.0	0.2–0.4
Tipo	Agrio	Dulce

Ejercicio 2.2

Determine la profundidad aproximada donde inicia la ventana del petróleo para un gradiente geotérmico de 28 °C/km y temperatura superficial de 20 °C.

Resultado aproximado: 1.4 km.

Ejercicios propuestos

1. Identifique si un reservorio a 5 km corresponde a zona petrolera o gasífera.
2. Compare crudos ligeros y pesados en términos de maduración térmica.

3. Analice cómo la biodegradación modifica la calidad del crudo.

Problemas de diseño

Problema 2.1 Evaluación preliminar de cuenca

Una cuenca presenta roca madre a 4 km y gradiente geotérmico de 30 °C/km.

Determine:

- a) temperatura alcanzada,
- b) tipo probable de hidrocarburo,
- c) implicaciones para diseño de producción y refinación.

2.8 SÍNTESIS DEL CAPÍTULO

El origen del petróleo y del gas natural se explica principalmente mediante la transformación térmica de materia orgánica en ambientes sedimentarios. La comprensión de estos procesos permite interpretar la distribución de hidrocarburos y su comportamiento en sistemas de producción y refinación.

CAPÍTULO 3

GEOLOGÍA DEL PETRÓLEO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la relación entre geología y acumulación de hidrocarburos.
- Identificar patrones geológicos asociados a cuencas petroleras.
- Reconocer los elementos de un sistema petrolero.
- Analizar propiedades petrofísicas del reservorio.
- Estimar volúmenes de hidrocarburos en el subsuelo.
- Conocer tecnologías modernas de exploración y yacimientos no convencionales.

La geología del petróleo estudia los procesos geológicos responsables de la generación, migración y acumulación de hidrocarburos en el subsuelo. La distribución global del petróleo no es aleatoria; responde a condiciones geológicas específicas desarrolladas durante millones de años dentro de cuencas sedimentarias.

El conocimiento geológico permite reducir el riesgo exploratorio y constituye la base científica para el desarrollo económico de los recursos energéticos.

3.1 PATRONES GEOLÓGICOS

Hay tres patrones geológicos que son necesarios presentar antes que el petróleo: la roca madre, la roca reservorio y las trampas geológicas. La roca madre es aquella donde se formó el petróleo (si se acepta la teoría orgánica), pero como es relativamente no porosa, no puede contener petróleo en cantidades apreciables. Por esto, el petróleo migra

a una roca más porosa como la roca de areniscas o la roca caliza. Estos son ejemplos de roca reservorio. Es posible así que el petróleo se mueva de la roca reservorio hacia la superficie de la tierra. Sin embargo, esto raramente ocurre debido a que el recorrido es bloqueado por algunas barreras de rocas impermeables. Esto causa que el petróleo se acumule para formar un reservorio. La barrera y el reservorio resultante forma lo que se llama como trampa.

Los hidrocarburos se concentran principalmente en cuencas sedimentarias, regiones donde se acumulan sedimentos durante largos periodos geológicos.

Los patrones geológicos favorables incluyen:

- ambientes marinos anóxicos ricos en materia orgánica,
- subsidencia tectónica prolongada,
- enterramiento progresivo,
- presencia de estructuras tectónicas generadoras de trampas.

Las principales provincias petroleras del mundo se localizan en:

- márgenes continentales pasivos,
- cuencas de antepaís,
- sistemas rift,
- plataformas continentales.

El reconocimiento de estos patrones constituye el primer paso de la exploración petrolera.

3.2 SISTEMA PETROLERO

Un sistema petrolero integra todos los elementos necesarios para la existencia de un yacimiento comercial:

- roca madre generadora,

- migración de hidrocarburos,
- roca reservorio,
- roca sello,
- trampa geológica,
- sincronización temporal entre generación y atrapamiento.

La ausencia de cualquiera de estos componentes impide la acumulación económica de petróleo o gas.

El análisis de sistemas petroleros permite evaluar probabilidades de éxito exploratorio antes de la perforación.

La migración primaria y secundaria de hidrocarburos depende de gradientes de presión, permeabilidad del medio y propiedades fisicoquímicas del fluido (Magoon & Dow, 1994). Integra los elementos geológicos y los procesos dinámicos necesarios para la generación, migración, acumulación y preservación de hidrocarburos en el subsuelo. Un sistema petrolero requiere la coexistencia de una roca generadora rica en materia orgánica, condiciones adecuadas de maduración térmica, rutas de migración efectivas, una roca reservorio con capacidad de almacenamiento y permeabilidad suficiente, un sello impermeable que impida la fuga de los fluidos y una trampa geológica que permita su acumulación económica.

La interacción entre estos elementos es fundamental, ya que la generación y migración de hidrocarburos deben ocurrir después de la formación de la trampa para asegurar la acumulación. El análisis del sistema petrolero constituye la base de la exploración moderna, permitiendo evaluar el riesgo geológico y estimar el potencial hidrocarburífero de una cuenca sedimentaria antes de las actividades de perforación.

La migración primaria y secundaria de hidrocarburos depende de gradientes de presión, permeabilidad del medio y propiedades fisicoquímicas del fluido (Magoon & Dow, 1994).

3.3 ROCA RESERVORIO

La roca reservorio es la formación geológica capaz de almacenar y transmitir hidrocarburos.

Características principales:

Porosidad: capacidad de almacenamiento.

Permeabilidad: capacidad de flujo.

Reservorios comunes:

- areniscas porosas,
- carbonatos fracturados,
- rocas dolomitizadas.

La calidad del reservorio determina la productividad futura del campo.

El petróleo que migra a través de la roca reservorio no es petróleo puro. En vez de esto es una mezcla de petróleo, agua y gas natural. Cuando se forma el reservorio, los tres componentes se separan, con el gas en el tope, el petróleo en el centro y el agua en el fondo. Dependiendo de la presión en el reservorio, el gas puede permanecer en solución. Si el gas forma una capa separada en el tope, se llama tapa de gas. Es importante anotar que la mezcla petróleo/agua/gas no forma una piscina grande de líquido como algunas personas piensan, sino que se encuentra dispersa a través de la roca reservorio.

3.4 TRAMPAS

Hay dos clases básicas de trampas: estructurales y estratigráficas. Las trampas estructurales son el resultado de las deformaciones de las capas de roca. Ejemplos de trampas estructurales son los anticlinales y las fallas. Las fallas se asocian

con los desplazamientos de las capas de la falla a lo largo de una línea de falla, debida algunas veces a los movimientos que causan terremotos si el movimiento es muy fuerte. Las trampas estratigráficas se forman cuando la roca reservorio se corta con una capa horizontal de roca impermeable. Por ejemplo, se pueden formar estructuras tipo

domo como anticlinales o trampas formadas a lo largo de la falla.

Las trampas permiten la acumulación de hidrocarburos al impedir su migración hacia la superficie.

Trampas estructurales

Formadas por deformaciones tectónicas:

- anticlinales,
- fallas,
- domos salinos.

Trampas estratigráficas

Originadas por cambios deposicionales:

- acúñamientos,
- discordancias,
- arrecifes carbonatados.

Trampas combinadas

Integran ambos mecanismos.

3.5 PROPIEDADES DEL RESERVORIO

Las propiedades principales del reservorio de petróleo son: porosidad, saturación de poro y permeabilidad. Las definiciones de estos términos son las siguientes: Porosidad se refiere a la capacidad del reservorio de contener fluidos, básicamente en los intersticios o poros que se presentan en las rocas reservorio. La porosidad típica de los reservorios de petróleo es del orden del 20%.

Mientras que la porosidad representa la capacidad máxima de un reservorio a contener fluidos, la saturación de poro cuantifica cuánto de esta capacidad disponible

contiene realmente fluido. Por ejemplo, si un reservorio está saturado al 50% con petróleo, esto significa que la mitad del espacio poroso disponible en el reservorio, contiene petróleo.

El fluido fluye a través del reservorio del pozo produciendo petróleo. Cuanto mayor es la permeabilidad, mayor fluido fluye.

Las propiedades petrofísicas controlan el comportamiento productivo del yacimiento.

Porosidad (ϕ)

$$\phi = V_p / V_t$$

ϕ = porosidad (fracción o porcentaje)

V_p = volumen de poros

V_t = volumen total de la roca

Permeabilidad (k)

Capacidad de flujo del fluido en la roca.

Saturación de fluidos

- Saturación de agua (S_w)
- Saturación de petróleo (S_o)
- Saturación de gas (S_g)

$$S_w + S_o + S_g = 1$$

Estas propiedades determinan la eficiencia de recuperación y el diseño de producción.

Las características petrofísicas del reservorio, como porosidad y permeabilidad, determinan la capacidad de almacenamiento y flujo de hidrocarburos (Levorsen, 2001).

Desde la perspectiva de la ingeniería de procesos, las propiedades del reservorio condicionan directamente el diseño de las operaciones de separación, transporte y procesamiento de hidrocarburos.

3.6 ESTIMACIÓN VOLUMÉTRICA DE PETRÓLEO EN SITIO

Para calcular el volumen de petróleo, agua y gas en el lugar en un reservorio, necesitamos conocer los acre-pies de un reservorio (el área de un reservorio por su espesor en pies), la porosidad del reservorio en por ciento y el porcentaje de saturación del petróleo, agua y gas. Notar que la suma de los porcentajes de saturación de los tres fluidos debe ser de 100 %.

El acre-pie fue originalmente un término de irrigación y se refiere al volumen correspondiente de un acre de fluido que tiene un pie de profundidad. Un acre es equivalente a 43,560 ft², así que un acre-pie es 43,560 ft³. Un barril es equivalente a 5.61 ft³, así que hay 7,758 barriles en un acre-pie (1 acre-ft = 43,560 ft³; 1 bbl = 5.6146 ft³). Con el objeto de calcular los barriles de petróleo en el lugar en un reservorio, se multiplica 7,758 por los acre- pie del reservorio, por la porosidad del reservorio y por el porcentaje de saturación de petróleo. Para determinar los barriles de agua y gas en el lugar, se reemplaza el porcentaje de saturación del petróleo con la del agua y del gas respectivamente.

La estimación de hidrocarburos originalmente en sitio (OOIP y OGIP) constituye uno de los cálculos fundamentales de la ingeniería petrolera.

Para petróleo:

$$\text{OOIP} = (7758 \times A \times h \times \phi \times (1 - S_w)) / B_o$$

OOIP = Petróleo originalmente en sitio (*Original Oil in Place*)

7758 = factor de conversión (barriles por acre-pie)

A = área del reservorio (acres)

h = espesor neto productivo (pies)

ϕ = porosidad (fracción decimal)

S_w = saturación de agua (fracción decimal)

B_o = factor volumétrico del petróleo (rb/STB)

rb/STB = reservoir barrels per stock tank barrel = barriles en condiciones de yacimiento por barril en tanque de superficie

B_o = Volumen en el reservorio / Volumen en superficie

Tipo de crudo	B_o (rb/STB)
Crudo pesado	1.05 – 1.20
Crudo medio	1.20 – 1.40
Crudo liviano	1.40 – 1.70
Volátil	> 1.70

En conclusión, no es posible recuperar todo el petróleo en el lugar. La cantidad que puede ser recuperada depende de la presión del reservorio y de la permeabilidad, así como de la viscosidad.

3.7 EXPLORACIÓN

Se usaba ya productos de petróleo hace 5,000 años. Los babilonios calafateaban sus barcos con asfalto y los chinos alumbraban sus palacios imperiales con gas natural. En esos tiempos, encontrar petróleo era un trabajo de intuición y buena suerte. La gente buscaba escapes de petróleo y esperaba que la fuente esté cercana.

En la actualidad, la prospección de petróleo es mucho menos al azar. El objetivo es encontrar una convergencia de los elementos geológicos necesarios para formar un campo de petróleo o de gas. Estos elementos incluyen la roca madre, la roca reservorio porosa para almacenar los hidrocarburos y una trampa estructural para prevenir que se escapen. Las trampas existen por ejemplo a lo largo de fallas y plegamientos causados por movimientos de la corteza terrestre o cerca de la subsuperficie de domos salinos.

El encontrar estos fenómenos subterráneos requiere una mezcla cuidadosa de ciencia y arte. Por ejemplo, la geología estructural involucra recoger e interpretar información sobre la superficie para deducir qué hay en el interior. Los geólogos obtienen esta información al examinar las rocas expuestas o, cuando hay dificultades de acceso, examinando las imágenes desde satélites o radares.

Cambios sutiles en los campos magnéticos y gravitacionales de la tierra también son señales de la presencia de trampas de petróleo. Para medir estos cambios, los geofísicos usan instrumentos sensibles llamados medidores de gravedad o instalan magnetómetros en un avión para registros aéreos.

Los registros sísmicos involucran el envío de ondas de sonido bajo la tierra y la medición de cuánto toma la subsuperficie rocosa el reflejarlas a la superficie. Estas ondas se producen sometiendo a la tierra a vibraciones con un aparato montado en un camión o explotando pequeñas cargas en el campo o por fusiles de aire comprimido en el mar. Como las ondas se reflejan de regreso, se colectan escuchando con aparatos llamados geófonos y que se procesan por computadoras. Los científicos de tierra usan los datos para crear modelos tridimensionales de rocas bajo la superficie.

Aunque la vista y el sonido son los sentidos que se usan más frecuentemente en la prospección, el olfato también juega un rol. Un olfateador es un tipo de "nariz" de alta tecnología que puede detectar trazas de hidrocarburos gaseosos que puedan escapar de las acumulaciones subsuperficiales.

Los indicios geológicos y geofísicos son indicadores importantes, pero la perforación tanto en el campo como costa afuera son las únicas maneras de confirmar si hay existencia de petróleo o gas. Una vez que se perfora, los instrumentos de medición en el pozo proporcionan datos de los tipos de roca y fluido presentes.

En la industria del petróleo, para los pozos exploratorios cerca de reservorios, existe la probabilidad de uno en diez de encontrar hidrocarburos. Para los pozos exploratorios perforados en un área fronterá, no probada, la probabilidad es de uno en cuarenta. Por consiguiente, la buena suerte sigue siendo un factor importante en la búsqueda del petróleo.

La exploración petrolera moderna combina múltiples disciplinas:

- geología estructural,
- geoquímica orgánica,
- sísmica de reflexión,

- registros eléctricos de pozo,
- modelamiento geológico 3D.

La sísmica 3D representa actualmente la herramienta más importante para visualizar estructuras profundas y localizar trampas potenciales.

La sísmica 4D ha permitido monitorear cambios en reservorios durante su explotación, mejorando la eficiencia de recuperación en un 15-20%” (Schlumberger, 2022).

En la geología del petróleo se requiere contar con:

- Roca madre: rica en materia orgánica
- Roca reservorio: porosa y permeable
- Trampa: estructural o estratigráfica

Técnicas modernas:

- Sísmica 3D/4D
- Gravimetría
- AI para interpretación

Tabla 6 Técnicas de exploración

Técnica	Resolución	Uso
Sísmica 3D	Alta	Yacimientos complejos
Gravimetría	Media	Detección de estructuras
AI	Variable	Interpretación automática

Nota. Elaboración propia con base en principios de ingeniería química, modelamiento de procesos y literatura técnica especializada en geología, ingeniería de petróleo, refinación de petróleo y simulación de procesos.

3.8 TÉCNICAS EMERGENTES: EXPLORACIÓN 4.0 Y YACIMIENTOS NO CONVENCIONALES

Inteligencia Artificial y Machine Learning

La interpretación de datos sísmicos ha evolucionado mediante algoritmos de inteligencia artificial (IA) y machine learning, que permiten identificar trampas geológicas complejas y predicciones de propiedades de reservorio con mayor precisión que los métodos convencionales. Los algoritmos de redes neuronales convolucionales (CNN) procesan volúmenes sísmicos 3D para detectar fallas sutiles y cuerpos canalizados que los intérpretes humanos podrían pasar por alto.

Yacimientos No Convencionales

Además de los reservorios convencionales, la industria ha desarrollado técnicas para explotar:

La exploración petrolera moderna combina múltiples disciplinas:

- geología estructural,
- geoquímica orgánica,
- sísmica de reflexión,
- registros eléctricos de pozo,
- modelamiento geológico 3D.

La sísmica 3D representa actualmente la herramienta más importante para visualizar estructuras profundas y localizar trampas potenciales.

Shale Gas (Gas de Esquisto): Reservorios de baja permeabilidad (<0.1 mD) donde el gas está adsorbido en matriz orgánica. Requieren fracturación hidráulica multietapa para su explotación económica.

Tight Oil (Petróleo Tight): Similares a los shales, pero con fracción líquida predominante. Caracterizados por permeabilidades extremadamente bajas que requieren

pozos horizontales y completación con múltiples etapas de fractura.

La industria energética evoluciona hacia una nueva etapa conocida como **Exploración 4.0**, caracterizada por la integración digital y el análisis masivo de datos.

Principales tendencias:

- inteligencia artificial aplicada a interpretación sísmica,
- modelamiento digital de reservorios,
- monitoreo en tiempo real,
- gemelos digitales del yacimiento.

Simultáneamente, los **yacimientos no convencionales** han transformado la industria energética mundial:

- shale oil,
- shale gas,
- tight gas,
- coal bed methane.

Estos recursos requieren tecnologías avanzadas como perforación horizontal y fracturamiento hidráulico, ampliando significativamente el potencial energético global.

La geología del petróleo condiciona directamente:

- diseño de pozos,
- estrategias de recuperación,
- planificación de facilidades de superficie,
- optimización energética del campo.

La integración entre geología y ingeniería química permite convertir recursos

naturales en energía útil de forma eficiente y sostenible.

Tabla 7 Comparación de Reservorios Convencionales vs. No Convencionales

Parámetro	Convencional	Tight Oil	Shale Gas
Permeabilidad (mD)	>1	0.01–1	<0.001
Porosidad (%)	15–30	5–15	2–8
Mecanismo de flujo	Darcy libre	Flujo multifásico	Difusión/desorción
Recuperación	30–50%	15–30%	5–15% (frac)
Tecnología clave	Perforación vertical	Pozos horizontales	Fractura hidráulica

Nota. Ref.: EIA (2023). Annual Energy Outlook; Devegowda & Rajput (2009), SPE 119272.

Figura 11 Trampa estructural



Figura 3.1 – Trampa estructural

Capa de roca doblada → Formación de anticlinal → Acumulación de petróleo

Nota. Fuente: Adaptado de Tissot y Welte (1984, p. 170) y Speight (2014, p. 43).

Ejercicio 3.1

Enunciado: Calcular OOIP (Original Oil In Place)

Datos: Área = 500 acres, Espesor = 20 ft, Porosidad = 20 %, Saturación de petróleo = 70 %, $B_o=1.25$

Fórmula: $OOIP = 7,758 \times A \times h \times \phi \times S_o / B_o$

Solución:

$OOIP \text{ [STB]} = 7758 \text{ [bbl/acre-ft]} \times 2500 \text{ [acres]} \times 45 \text{ [ft]} \times 0.18 \times 0.75 / 1.25 \text{ [res]}$

bbl/STB]

$$\text{OOIP} \approx 94.3 \times 10^6 \text{ STB} \approx 94.3 \text{ MMbbl}$$

Nota importante: $(1-S_w) = (1-0.25) = 0.75$, no 'Saturación de petróleo = S_o '. La diferencia es conceptual: la saturación de agua irreducible determina el espacio disponible para hidrocarburos.

Ejercicio 3.2

Un reservorio presenta:

$$\phi = 20 \%, S_w = 25 \%$$

Determine la fracción de volumen ocupada por hidrocarburos.

$$1 - S_w = 0.75$$

resultado: 75 % del volumen poroso contiene hidrocarburos.

Ejercicios propuestos

1. Clasifique un reservorio con permeabilidad de 5 mD.
2. Diferencie trampa estructural y estratigráfica.
3. Analice el impacto de la saturación de agua en la producción.

Problema de diseño

Problema 3.1 — Estimación preliminar de reservas

Un campo presenta:

$$A = 2500 \text{ acres}$$

$$h = 30 \text{ ft}$$

$$\phi = 18 \%$$

$$S_w = 30 \%$$

$$B_o = 1.25$$

Calcule el OOIP aproximado.

Ejercicio 3.2

Enunciado: Calcular el factor de recobro estimado para un yacimiento tight oil considerando que la recuperación primaria alcanza solo el 5% del OOIP, pero la aplicación de fracturación multietapa incrementa la recuperación total al 8%. Si el OOIP es 100 MMbbl, ¿cuál es el volumen adicional recuperado por la tecnología de fractura?

Solución: Recuperación primaria sin fractura = $100 \times 0.05 = 5$ MMbbl
Recuperación con fractura = $100 \times 0.08 = 8$ MMbbl Volumen adicional = $8 - 5 = 3$ MMbbl

Ejercicio 3.3. Cálculo de OOIP

Calcule el petróleo original in-situ (OOIP) en millones de barriles para un yacimiento con:

Área: 2,500 acres

Espesor neto: 45 pies

Porosidad: 18%

Saturación de agua: 25%

Factor volumétrico de formación (B_o): 1.25 res bbl/stb bbl

Solución: $OOIP = 7758 \times A \times h \times \phi \times (1 - S_w) / B_o$

$$OOIP = 7758 \times 2500 \times 45 \times 0.18 \times 0.75 / 1.25 \quad OOIP = 94.3 \text{ millones de barriles}$$

(Recuperación): Eficiencia de Inyección

Un campo con OOIP de 50 MMbbl implementa inyección de CO₂ miscible con los siguientes parámetros:

Factor de recobro primario: 12%

Factor de recobro secundario (agua): +18% OOIP

Incremento adicional por CO₂: +12% OOIP adicional al secundario

Calcule el volumen adicional recuperado y el factor de utilización de CO₂ si se inyectan 0.8 HCPV (volumen de poro hidrocarburo).

Solución: Recuperación total: $12 + 18 + 12 = 42\%$ Volumen adicional (CO₂): $50 \text{ MMbbl} \times 0.12 = 6 \text{ MMbbl}$

$\text{HCPV} = 50 / 0.12 = 416.7 \text{ MMbbl}$ (volumen de poro) CO₂ inyectado: $416.7 \times 0.8 \approx 333 \text{ MMscf}$ (estándar)

Factor de utilización: $333 / 6 \approx 55.5 \text{ MMscf/bbl}$ recuperado

CAPÍTULO 4

MÉTODOS DE RECUPERACIÓN DE PETRÓLEO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los mecanismos físicos de producción de hidrocarburos.
- Diferenciar recuperación primaria, secundaria y terciaria.
- Analizar técnicas modernas de recuperación mejorada (EOR).
- Identificar operaciones de procesamiento de campo.
- Evaluar el factor de recobro de un yacimiento.

Las técnicas de recuperación del petróleo se clasifican como métodos primarios, secundarios y terciarios. La técnica de recuperación primaria hace uso de las condiciones naturales de empuje del petróleo después que se ha perforado un pozo. Los métodos de recuperación primaria son en empuje del gas en solución, el empuje de la capa de gas y el empuje del agua.

La producción depende de la energía natural del reservorio y de las tecnologías aplicadas para movilizar el fluido hacia los pozos productores. En términos generales, la recuperación se divide en tres etapas:

- recuperación primaria,
- recuperación secundaria,
- recuperación terciaria o mejorada (EOR).

Cada etapa representa un aumento progresivo en complejidad tecnológica y

eficiencia de extracción.

4.1 INTRODUCCIÓN A LA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS

El petróleo se encuentra atrapado en los poros de la roca reservorio junto con agua y gas. Para que fluya hacia el pozo productor deben existir fuerzas capaces de movilizarlo, tales como:

- expansión del gas disuelto,
- empuje de acuífero,
- expansión del gas del casquete,
- gradientes de presión inducidos.

La ingeniería de producción busca mantener la presión del yacimiento y maximizar el volumen recuperado durante la vida útil del campo.

La recuperación de hidrocarburos es el conjunto de mecanismos naturales y técnicas de ingeniería utilizadas para extraer el petróleo contenido en un reservorio. Dependiendo de la energía disponible en el yacimiento y de las estrategias aplicadas, el proceso productivo se clasifica en recuperación primaria, secundaria y terciaria o mejorada. Cada etapa busca incrementar el factor de recobro mediante el mantenimiento de presión, mejora del desplazamiento de fluidos o modificación de las propiedades del sistema roca-fluido. Aunque un yacimiento puede contener grandes volúmenes de petróleo, solo una fracción es técnicamente recuperable.

Tabla 8 Recuperación primaria, secundaria y terciaria.

Método	Mecanismo	Factor de recobro
Primaria	Energía natural del reservorio	5–20 %
Secundaria	Inyección de agua	20–40 %
Terciaria (EOR)	CO ₂ , vapor, polímeros	40–60 %

Nota. Elaboración propia con base en literatura clásica de ingeniería de reservorios y métodos de recuperación de hidrocarburos, incluyendo Dake (Fundamentals of Reservoir Engineering), Lake (Enhanced Oil Recovery) y Green y Willhite (Enhanced

Oil Recovery).

4.2 RECUPERACIÓN PRIMARIA

El empuje del gas en solución, cuando el pozo se introduce en el reservorio, la presión en el interior del reservorio se alivia. Como resultado, el gas que está atrapado en el petróleo comienza a formar burbujas. Como las burbujas crecen, la presión que se ejerce empuja al petróleo y hacia arriba a la superficie. La analogía a este escenario es agitando una lata de gaseosa y repentinamente abrirla. Como se sabe, el líquido sale del tope lo mismo como el petróleo sale del pozo. Si un reservorio contiene una capa de gas y el pozo se perfora de manera que entre directamente en la capa de petróleo debajo de la capa de gas, la capa de gas se expandirá. La energía del gas expandido empuja la capa de petróleo hacia abajo y fuera del pozo. Esto es conocido como empuje de la capa de gas. En el escenario del empuje de agua, la naturaleza del reservorio es tal que la capa de agua está presionando la capa de petróleo. Cuando se perfora el pozo, el agua empuja al petróleo hacia la superficie y lo reemplaza en los poros de la roca reservorio.

La recuperación primaria del petróleo es la más alta con el aproximado del empuje de agua. El empuje hidráulico de acuífero es el mecanismo de recuperación primaria más eficiente, permitiendo factores de recobro de hasta 50–60% del OOIP en condiciones geológicas favorables, comparado con el 20–35% del empuje de gas en solución.

La recuperación primaria utiliza únicamente la energía natural del reservorio para producir petróleo.

Mecanismos principales:

- empuje por gas disuelto,
- empuje por casquete de gas,
- empuje hidráulico del acuífero,
- drenaje gravitacional.

Cuando la presión natural disminuye, la producción declina progresivamente.

Factor de recobro típico:

5–20 % del petróleo original en sitio (OOIP).

Tecnologías asociadas:

- flujo natural,
- bombeo mecánico,
- gas lift,
- bombeo electro-sumergible.

4.3 RECUPERACIÓN SECUNDARIA

Como se indica arriba, más del 75% del petróleo en el lugar puede permanecer en el subsuelo por las técnicas de recuperación primaria. Las técnicas de recuperación secundaria se usan para mejorar o reemplazar la recuperación primaria y así incrementar la recuperación del petróleo en el lugar. La aproximación más común se conoce como inundación de agua. En esta aproximación, se hace un pozo de inyección adicional por el cual se inyecta agua a presión. El agua desplaza al petróleo remanente en el reservorio hacia el pozo en producción.

La recuperación secundaria se implementa cuando la energía natural del reservorio ya no es suficiente para sostener la producción.

El objetivo principal es mantener la presión del yacimiento mediante inyección de fluidos.

Métodos principales

Inyección de agua (Waterflooding)

El agua desplaza el petróleo hacia los pozos productores.

Inyección de gas

Se utilizan gas natural o gases reciclados para restaurar presión.

Ventajas:

- incremento significativo del volumen producido,
- extensión de la vida productiva del campo.

Factor de recobro total:

20–40 % del OOIP.

4.4 RECUPERACIÓN TERCIARIA O MEJORADA (EOR)

Estos métodos se usan cuando las técnicas de recuperación secundaria no son más efectivas. La más común son los procesos térmicos como la inundación con vapor y la combustión en el lugar. En la primera, el vapor se introduce a través del pozo de inyección y se transfiere calor al petróleo. Como el petróleo se calienta, puede fluir con mayor facilidad y la producción se incrementa. Con combustión en el lugar o inundación con fuego, se inyecta aire en el reservorio y una porción del petróleo se inflama. Un frente de combustión se mueve del pozo de inyección de aire hacia el pozo de producción. El frente de combustión calienta el petróleo por lo que fluye con mayor facilidad.

Otra técnica interesante de recuperación es la inyección de CO₂. El CO₂ se inyecta en el reservorio y se mezcla con el petróleo. Esto reduce las fuerzas que mantienen al petróleo en los poros del reservorio lo que permite que sea más fácilmente desplazado por un fluido inyectado tal como agua. La inundación de CO₂ cae en la clase general de técnica terciaria de recuperación conocida como empuje miscible.

La inyección de CO₂ en reservorios maduros no solo incrementa la recuperación de petróleo, sino que también contribuye al almacenamiento geológico de carbono” (IPCC, 2022).

La recuperación mejorada (Enhanced Oil Recovery, EOR) se aplica cuando aún permanece una gran cantidad de petróleo atrapado después de la recuperación secundaria.

El objetivo es modificar propiedades físicas del sistema petróleo–agua–roca.

Principales técnicas EOR

Métodos térmicos

- inyección de vapor,
- combustión in situ.

Reducen la viscosidad del crudo pesado.

Métodos químicos

- polímeros,
- surfactantes,
- álcalis.

Mejoran eficiencia de desplazamiento.

Métodos miscibles

- inyección de CO₂,
- gas enriquecido.

Disminuyen tensión interfacial.

Factor de recobro total potencial:

40–60 % del OOIP.

La EOR representa actualmente una herramienta clave para maximizar recursos existentes sin necesidad de nuevos descubrimientos.

4.5 PROCESAMIENTO DE CAMPO

El fluido producido contiene petróleo, gas y agua. Basados en la discusión anterior de recuperación de petróleo, no debe sorprendernos que el petróleo salga a la superficie como una mezcla de petróleo, gas y agua. La mezcla debe ser procesada en el campo para purificar el petróleo y el gas y eliminar cualquier componente dañino como H₂S que se presenta naturalmente en el reservorio.

Manning and Thompson presentan un esquema general de la operación de procesamiento de campo. La separación de fases ocurre casi inmediatamente y entonces las fases individuales resultantes (petróleo, gas y agua) entran separadamente en trenes de tratamiento. Con respecto a la fase petróleo, las operaciones unitarias clave después del separador de fases son la deshidratación, la estabilización y el endulzado.

La deshidratación se refiere a la remoción del agua unida en una emulsión petróleo-agua y se lleva a cabo a través de una combinación de productos químicos, aplicación de calor y electricidad y el propio tiempo de retención en el desemulsificador.

El endulzado se refiere a la remoción de H_2S , típicamente por medio de despojamiento con gas natural disponible del reservorio.

La estabilización se refiere a la remoción de componentes de gas ligero disueltos en el petróleo con el objeto de incrementar su presión de vapor. Hay varias técnicas para lograr esto, que se discuten en el libro citado de Manning y Thompson. Note que la remoción de gases ligeros ocurre a condiciones donde el H_2S puede también vaporizarse, así que se produce algún endulzado simultáneamente.

Un hecho clave involucrado en el proceso de campo es el venteo y quemado de gas. Esto se refiere al venteo de gas a la atmósfera por combustión en una llama. Las presiones de conservación del medio ambiente han reducido esta actividad. Más gas se reinyecta al reservorio o se colecta para venta.

Una vez producido, el fluido proveniente del pozo contiene:

- petróleo,
- gas natural,
- agua producida,
- sólidos.

El procesamiento de campo tiene como objetivo acondicionar estas corrientes antes del transporte.

Las operaciones principales son:

- separación trifásica,
- estabilización del crudo,
- deshidratación,
- compresión de gas,
- tratamiento de agua producida.

Estas operaciones constituyen el primer punto de integración entre producción petrolera e ingeniería química de procesos.

4.6 EVALUACIÓN DEL FACTOR DE RECOBRO

El factor de recobro (RF) mide la eficiencia de extracción del yacimiento.

$RF = \text{Petróleo recuperado} / \text{Petróleo originalmente en sitio}$

Ejemplo típico:

OOIP = 100 millones de barriles

Producción acumulada = 35 millones

$RF = 0.35 \rightarrow 35 \%$

Valores típicos:

Método	Factor de recobro
Primaria	5–20 %
Secundaria	20–40 %
EOR	40–60 %

El incremento del factor de recobro representa uno de los mayores desafíos técnicos y económicos de la industria petrolera moderna.

La selección del método de recuperación depende de:

- propiedades del reservorio,

- viscosidad del crudo,
- profundidad,
- costos energéticos,
- impacto ambiental.

El diseño adecuado permite maximizar producción minimizando emisiones y consumo energético.

Tabla 9 Métodos de recuperación

Método	Tipo	Recuperación
Primario	Presión natural	5–15 %
Secundario	Inyección de agua	20–40 %
Terciario	CO ₂ , vapor, surfactantes	30–60 %

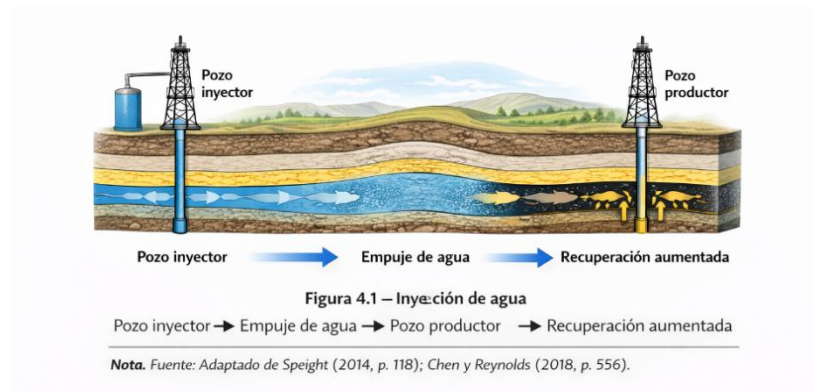
Nota. Elaboración propia con base en literatura clásica de ingeniería de reservorios y métodos de recuperación de hidrocarburos, incluyendo Dake (Fundamentals of Reservoir Engineering), Lake (Enhanced Oil Recovery) y Green y Willhite (Enhanced Oil Recovery).

Tabla 10 Comparación de métodos

Método	Ventaja	Desventaja
Inyección de agua	Baja costo	Eficiencia limitada
CO₂	Alta recuperación, CO ₂ almacenado	Costo alto

Nota. Elaboración propia con base en literatura clásica de ingeniería de reservorios y métodos de recuperación de hidrocarburos, incluyendo Dake (Fundamentals of Reservoir Engineering), Lake (Enhanced Oil Recovery) y Green y Willhite (Enhanced Oil Recovery).

Figura 12 Inyección de agua (descripción)



Nota. Fuente: Adaptado de Speight (2014, p. 118); Chen y Reynolds (2018, p. 556)

Ejercicio 4.1

Enunciado: Si OOIP = 10 MMbbl, recuperación primaria = 10 %, secundaria = 30 %

Solución:

Recuperación primaria = 1 MMbbl

Recuperación secundaria = 3 MMbbl

Total = 4 MMbbl

Ejercicio 4.2

Un campo posee:

OOIP = 200 millones bbl

Producción acumulada = 60 millones bbl

$RF = 60 / 200 = 0.30$

Factor de recobro = 30 %.

Ejercicios propuestos

1. Determine el RF para un campo con producción acumulada de 18 millones bbl y OOIP de 90 millones bbl.
2. Compare ventajas entre waterflooding e inyección de gas.
3. Explique por qué la EOR es esencial en campos maduros.

Problema de diseño

Problema 4.1 — Selección de método de recuperación

Un reservorio presenta:

- crudo pesado,
- viscosidad alta,
- profundidad moderada,
- baja energía natural.

Seleccione el método de recuperación más adecuado y justifique técnicamente.

CAPÍTULO 5

CARACTERIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la naturaleza multicomponente del petróleo crudo.
- Aplicar fundamentos termodinámicos a mezclas petroleras.
- Interpretar curvas de destilación.
- Clasificar crudos según propiedades físico-químicas.
- Utilizar el factor de caracterización KUOP.
- Analizar ensayos de caracterización del crudo.
- Construir modelos mediante pseudocomponentes.
- Integrar caracterización con simulación de procesos.

5.1 CARACTERIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

El petróleo crudo es una mezcla extremadamente compleja compuesta por miles de hidrocarburos y compuestos heteroatómicos que incluyen azufre, nitrógeno, oxígeno y metales traza. Debido a esta complejidad, no es posible describir el crudo mediante una única fórmula química.

La caracterización del petróleo constituye el primer paso en el diseño de refinerías, simulación de procesos y evaluación económica del procesamiento de hidrocarburos.

La caracterización del crudo se realiza mediante propiedades como gravedad API, viscosidad y composición fraccionada, las cuales son fundamentales para el diseño de

procesos de refinación (Speight, 2014; Riazi, 2005).

5.2 NATURALEZA DEL PETRÓLEO COMO MEZCLA MULTICOMPONENTE

El petróleo crudo no es un compuesto puro, ni siquiera formado por dos componentes. En vez de esto, es una mezcla compleja multicomponente de hidrocarburos. Por esta razón, el petróleo crudo tiene un rango de ebullición muy muy grande. Por esto, el análisis del petróleo crudo es complejo, pero puede ser usado con ventaja puesto que forma la base de la destilación o fraccionamiento del petróleo crudo.

El crudo contiene:

- alcanos (parafinas),
- cicloalcanos (naftenos),
- aromáticos,
- resinas,
- asfaltenos.

La composición depende del origen geológico y grado de maduración térmica.

Desde el punto de vista ingenieril, el petróleo se trata como una **mezcla continua de puntos de ebullición**, lo que permite modelarlo mediante fracciones equivalentes en lugar de compuestos individuales.

5.3 FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS

El comportamiento del petróleo durante el procesamiento está gobernado por principios termodinámicos:

- equilibrio líquido-vapor,
- leyes de Raoult y Dalton,
- fugacidad,

- ecuaciones de estado.

La destilación atmosférica y al vacío se fundamenta en la diferencia de volatilidad entre componentes.

La caracterización adecuada permite predecir:

- temperaturas de operación,
- distribución de productos,
- consumo energético.

La caracterización del petróleo crudo se refiere a la cuantificación de los porcentajes en volumen de componentes en el crudo que corresponden a un particular rango de ebullición. Para comprender esto, revisemos algunos conceptos. Comencemos con la regla de fases: $F = 2 + C - P$

F = grados de libertad

C = número de componentes P = número de fases

¿Cuántos grados de libertad hay para el agua hirviendo en una olla sobre su cocina?

$C=1$

$P=2$

$F = 2 + 1 - 2 = 1$

¡Tenemos sólo 1 grado de libertad! Esto significa que si nosotros especificamos ya sea P o T , la otra quedará fija. Esta es la razón por la que a una presión dada el agua tiene sólo una temperatura de ebullición. Esto implica que, si se aplica calor continuamente a una olla de agua de tal manera que se evapore todo el líquido, la temperatura durante el proceso de evaporación será constante (100 °C con $P = 101.3$ kPa, 180 °C con $P = 1$ MPa, 69 °C con $P = 30$ kPa).

Se usan las tablas termodinámicas del vapor de agua (NIST, 2023).

Note el énfasis de los puntos de ebullición citados. Ahora considere una mezcla de dos componentes, por ejemplo, metanol y agua. Podemos representar el equilibrio vapor-líquido para la mezcla a una dada presión en un diagrama T-xy. En los puntos finales de este diagrama (por ejemplo, con metanol puro o pura agua), todavía vemos un único punto de ebullición. Sin embargo, entre estos puntos finales, el concepto de punto de ebullición se reemplaza por el de un rango de ebullición.

La noción de destilación también forma la base para la caracterización del petróleo crudo. Por esto el crudo se caracteriza normalmente por su curva de destilación.

Para caracterizar el petróleo crudo, ha sido dividido en fracciones o cortes que corresponden a los rangos de ebullición sobre la curva de destilación. Los puntos finales del rango de ebullición que corresponden a un corte particular se conocen como puntos de corte.

Tabla 11 Rangos de ebullición aproximados de fracciones del petróleo

Fracción	Rango de ebullición (°C)	Número de carbonos aproximado	Uso principal
Gases de refinería / GLP	< 30–40	C1–C4	Combustible, petroquímica
Nafta ligera	30 – 90	C5–C6	Mezcla de gasolina, solventes
Nafta pesada	90 – 180	C6–C10	Alimentación a reformación catalítica
Kerosene / Jet fuel	180 – 250	C10–C14	Combustible de aviación
Gasóleo ligero (LGO / Diesel)	250 – 350	C14–C20	Combustible diesel
Gasóleo pesado (HGO)	350 – 450	C20–C30	Alimentación a FCC o hidrocracking
Residuo atmosférico	> 450	> C30	Alimentación a destilación al vacío
Gasóleo de vacío (VGO)	450 – 565	C30–C40	Alimentación a FCC o hidrocracking
Residuo de vacío	> 565	> C40	Asfalto, coque de petróleo, visbreaking

Nota. Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007), Speight (2014) y Wauquier

(1995).

La combinación de la curva de destilación y de los cortes arriba definidos pueden ser usados para determinar el porcentaje en volumen de los cortes individuales de un crudo dado. Como regla, los crudos ligeros tienden a producir más gasolina, kerosene y nafta, mientras que los crudos más pesados producen más gasoil y residuo.

Estos diferentes cortes se procesan en diferentes áreas de la refinería. El HGO, por ejemplo, va al craqueo catalítico, mientras que el residuo va a la destilación al vacío. Pero si estos cortes son parte de una mezcla compleja. ¿Cómo podemos recuperarlos con el objeto de convertirlos en productos valiosos? Como se menciona arriba, la respuesta es por medio de la destilación atmosférica.

Otras dos importantes características son la gravedad específica y el contenido de azufre. La gravedad específica se representa normalmente en unidades de °API, que se definen como sigue:

$$^{\circ}\text{API} = 141.5/\text{gr.sp.} - 131.5$$

El petróleo crudo contiene naturalmente compuestos de azufre. Los crudos se clasifican como dulces o ácidos dependiendo de su contenido de azufre. Los crudos con menos de 0.5% de azufre se clasifican como dulces (sweet). Los que superan este umbral se denominan agrios (sour). Esta diferencia es crítica para determinar los requerimientos de hidrotratamiento en refinería.

Para una caracterización fisicoquímica más profunda, se emplea el Factor de Caracterización 'K' de UOP (o Factor de Watson). Este parámetro es fundamental en la ingeniería de procesos, ya que permite correlacionar el punto de ebullición medio volumétrico con la gravedad específica del crudo o sus fracciones. Su valor proporciona una indicación directa de la naturaleza química del hidrocarburo: valores entre 12.5 y 13.0 sugieren una naturaleza predominantemente parafínica, mientras que valores inferiores a 10.5 indican una composición altamente aromática. La importancia de este factor radica en su capacidad para estimar propiedades críticas, entalpías y viscosidades, datos esenciales para el modelamiento en simuladores de procesos.

5.4 CURVAS DE DESTILACIÓN DEL PETRÓLEO

Las curvas de destilación describen la relación entre temperatura y porcentaje evaporado.

Tipos principales:

- ASTM D86,
- True Boiling Point (TBP),
- Destilación simulada (SIMDIS).

La curva TBP representa la referencia más precisa para diseño de refinerías.

Permite determinar:

- rendimiento de fracciones,
- calidad del crudo,
- estrategias de procesamiento.

Es importante distinguir entre los métodos de ensayo de laboratorio para la obtención de curvas de destilación. Mientras que el método **ASTM D86** es una técnica de destilación simple y rápida utilizada para el control de calidad rutinario, no representa un fraccionamiento real. Por el contrario, la curva **TBP (True Boiling Point)**, bajo la norma ASTM D2892, emplea una columna con 15 platos teóricos y una relación de reflujo de 5:1, proporcionando la separación más cercana a la eficiencia de una torre industrial. En la práctica de ingeniería, se utilizan correlaciones matemáticas (como las de Riazi-Daubert) para convertir datos de ASTM D86 a TBP, asegurando así la precisión en el diseño de los platos de la torre y las zonas de corte de los productos.

Conversión D86 a TBP: $TBP = A \text{ D86} \times B$

Por ejemplo, para el punto del 50%, se emplea:

$$50\% \text{ TBP} = 0.87180 \times (\text{D86}) \times 1.0258$$

Para los demás puntos se usa la tabla:

Para convertir curvas de destilación ASTM D86 a curvas TBP se utilizan correlaciones empíricas desarrolladas por el American Petroleum Institute (API), ampliamente empleadas en caracterización de crudos y simulación de refinerías.

Tabla 12 Coeficientes de correlación para la conversión de temperaturas ASTM D86 a TBP mediante la ecuación $TBP = A + B \cdot D86$.

RANGO	A	B
100 - 90	0.11798	1.6606
90 - 70	3.0149	0.75497
70 - 50	2.5282	0.82002
50 - 30	3.0305	0.80076
30 - 10	4.9004	0.71644
10 - 0	7.4012	0.60244

RANGO	A	B
100 - 95	0.02172	1.9733
95 - 90	0.97476	0.8723
90 - 70	0.31531	1.2938
70 - 50	0.19861	1.3975
50 - 30	0.05342	1.6988
30 - 10	0.011903	2.0253
30 - 10	0.15799	1.4296

Nota. Fuente: Adaptado del API Technical Data Book (API, 1997).

5.5 CORTES DE REFINACIÓN Y CLASIFICACIÓN DEL CRUDO

- **División de Cortes:** El crudo se fracciona típicamente en gas, nafta ligera/pesada, kerosene, diesel, gasoil atmosférico (AGO), gasoil de vacío (VGO) y residuo.
- **Validación de Datos:** Es fundamental realizar balances de materia y chequeos de consistencia (metales, azufre, API) para asegurar que "malos datos no generen malas decisiones" operativas.

En el procesamiento del petróleo, frecuentemente se trabaja con mezclas complejas de las cuales solo conocemos su densidad y su curva de destilación. Sin embargo, para realizar balances de energía y simulaciones, requerimos conocer la

Temperatura Crítica (T_c), la Presión Crítica (P_c) y el Peso Molecular.

Un error común en la ingeniería de refinación es aceptar los datos de laboratorio (Assay) sin una validación previa. La consistencia de los datos debe verificarse mediante balances de propiedades. Por ejemplo, la suma de las fracciones de azufre, metales y carbón Conradson (CCR) de cada corte debe ser congruente con el valor total del crudo reconstituido.

Durante la destilación, el petróleo se separa en fracciones o cortes:

Corte	Rango aproximado (°C)	Producto
Gases	< 30	GLP
Nafta	30–180	Gasolina
Queroseno	180–240	Jet fuel
Gasóleo	240–370	Diésel
Residuo	> 370	Fuel oil / coque

Los crudos se clasifican según:

Gravedad API

- liviano > 31°
- medio 22–31°
- pesado < 22°

Contenido de azufre

- dulce (<0.5 % S)
- agrio (>0.5 % S)

Tabla 13 Clasificación de crudos.

Tipo de crudo	API	Características
Liviano	>35	Alta producción de gasolina
Medio	25–35	Balance productos
Pesado	<25	Alto residuo
Extra pesado	<10	Requiere upgrading

Nota. Elaboración propia con base en literatura especializada en refinación de

petróleo y caracterización de crudos, incluyendo Speight (The Chemistry and Technology of Petroleum), Gary, Handwerk y Kaiser (Petroleum Refining: Technology and Economics) y normas técnicas de clasificación de crudos según gravedad API.

5.6 FACTOR DE CARACTERIZACIÓN KUOP (WATSON)

$$KUOP = (MEABP)^{(1/3)} / SG_{60/60}$$

donde:

MEABP = Mean Average Boiling Point [°R] (punto de ebullición promedio volumétrico-cúbico, convertido a Rankine)

$SG_{60/60}$ = gravedad específica a 60°F relativa al agua a 60°F [adimensional]

$$1\text{ }^{\circ}\text{R} = (T\text{ }^{\circ}\text{F} + 459.67) \text{ o } (T\text{ }^{\circ}\text{C} + 273.15) \times 1.8$$

Interpretación:

$KUOP = 12.5\text{--}13.5 \rightarrow$ parafínico (alta relación H/C)

$KUOP \approx 11.0 \rightarrow$ nafténico

$KUOP = 9.7\text{--}10.5 \rightarrow$ aromático (baja relación H/C)

Ref.: Watson, K.M. et al. (1935), Ind. Eng. Chem., 27, 1460. API Technical Data Book, Chapter 2. Para el ingeniero de procesos, el $KUOP$ es el indicador para transformar datos de destilación en parámetros termodinámicos para el diseño de equipos.

5.7 ENSAYO DEL CRUDO (CRUDE ASSAY)

La base de cualquier esquema de refinación es el **Assay del Crudo**. Este informe técnico exhaustivo no es solo una lista de propiedades, sino una hoja de ruta que divide el petróleo en 'cortes' o pseudocomponentes (desde gasolinas hasta residuos de vacío). La correcta interpretación y validación de estos datos, asegurando la consistencia en los balances de masa y de metales, es el primer paso crítico para maximizar el margen de refinación y garantizar la integridad de los equipos.

El crude assay es el análisis integral del petróleo realizado en laboratorio.

Incluye:

curva TBP, densidad, viscosidad, contenido de azufre, metales, análisis SARA, rendimientos de fracciones.

El crude assay constituye la base de la simulación de refinerías modernas.

5.8 PSEUDOCOMPONENTES Y PROPIEDADES CRÍTICAS

El uso de pseudocomponentes permite modelar mezclas complejas en simuladores de procesos como Aspen HYSYS o Aspen Plus (Towler & Sinnott, 2021).

La caracterización mediante pseudocomponentes constituye la base para la simulación en software como Aspen Plus, HYSYS o Petro-SIM, permitiendo representar el comportamiento termodinámico de mezclas complejas en refinería.

Debido al gran número de compuestos presentes, el crudo se modela mediante **pseudocomponentes**, definidos por intervalos de ebullición.

Cada pseudocomponente posee propiedades estimadas:

- peso molecular,
- temperatura crítica,
- presión crítica,
- factor acéntrico.

Este enfoque permite aplicar ecuaciones de estado en simuladores industriales.

El uso de **pseudocomponentes** (cortes estrechos de temperatura, típicamente cada 10°C o 25°F) permite caracterizar el crudo de manera continua. Esta técnica de descomposición de la curva de destilación es lo que permite a los simuladores de procesos modelar el comportamiento real de una torre de destilación atmosférica o de vacío, prediciendo con precisión el rendimiento de nafta, combustible de aviación y diesel.

Basándose en las correlaciones presentadas en el estándar de la industria (como las de Lee-Kesler o las tablas del API), se deben emplear las temperaturas de ebullición promedio (VABP, MEABP) obtenidas de la curva TBP. El peso molecular, por ejemplo, es una función directa del punto de ebullición y la gravedad API. La correcta estimación de estas variables es el primer paso para cualquier cálculo de equilibrio líquido-vapor en las unidades de separación. Las propiedades se obtienen del API Technical Data Book.

1. VABP (Volume Average Boiling Point):

$$\text{VABP} = (T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90}) / 5$$

[promedio aritmético de los 5 puntos estándar]

2. WABP (Weight Average Boiling Point):

$$\text{WABP} = (T_{10} + 3T_{30} + 3T_{50} + T_{70}) / 8 \text{ (aproximación)}$$

3. MEABP (Mean Average Boiling Point, para KUOP):

$$\text{MEABP} = (\text{MABP} + \text{VABP}) / 2$$

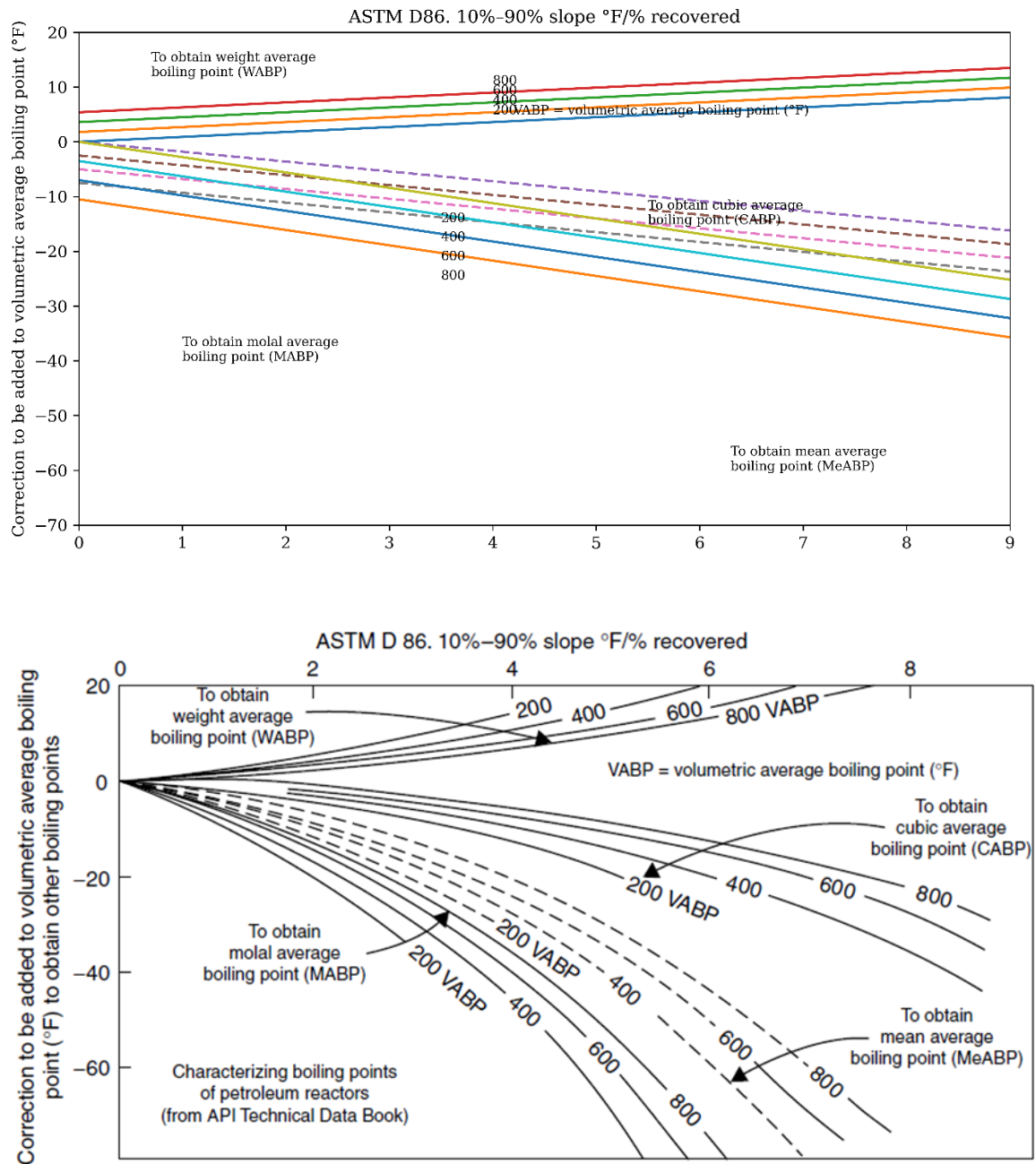
$$\text{Donde MABP} = (T_{10} + T_{30} + T_{50} + T_{70} + T_{90})^{0.2} \text{ (media geométrica)}$$

$$\text{Pendiente de la curva 10-90 : SL} = (T_{90} - T_{10}) / 80$$

La corrección VABP→MEABP se obtiene del nomograma API (Figura 2B1.1) en función de SL.

De la Figura siguiente se obtienen las correcciones volumétricas para obtener MEAVP de VABP y de la pendiente de la curva 90% y 10%

Figura 13 Curva de destilación (descripción)



Nota. Con esta curva, la pendiente 10 % 90% y la temperatura VABP se obtiene la temperatura MEABP. Tomada de API Technical Data Book.

5.9 CARACTERIZACIÓN MEDIANTE SIMULACIÓN DE PROCESOS

Esto se hace especialmente cuando se tiene diferentes tipos de alimentación.

Hysys es un paquete de simulación de procesos por computadora en el ambiente Windows. Es una evolución de Hysim, un paquete de simulación en ambiente DOS. Hysys es una poderosa herramienta de simulación para procesos de refinación. En esta sección, se enfocará el uso de Hysys para la caracterización del petróleo crudo.

Hay básicamente 5 etapas básicas para la caracterización del petróleo usando

Hysys:

Elija el paquete de propiedades termodinámicas, seleccione los componentes ligeros más agua, ingrese los datos de ensayo para el crudo, cree una mezcla (también conocida como cortar el petróleo), instale el petróleo

Cada una de estas etapas se expanden como sigue:

1. Paquete de Propiedades Termodinámicas

Cualquier simulación Hysys comienza con la elección de un paquete de propiedades termodinámicas. Este paquete de propiedades son ecuaciones de estado que se usan para describir el comportamiento P-V del sistema. Dependiendo de los componentes que comprenden el sistema, ciertos paquetes de propiedades son más precisos que otros. Para sistemas de hidrocarburos, el modelo de Peng- Robinson es uno de los mejores y se elige normalmente.

2. Seleccione los Componentes Ligeros más Agua

Cuando se caracteriza el petróleo usando Hysys, se tendrá normalmente una prueba de laboratorio disponible. Este análisis contiene un análisis de constituyentes ligeros del petróleo. Si este es el caso, debemos seleccionar los componentes hallados en el análisis de componentes ligeros del petróleo de la librería de Hysys. Los componentes ligeros típicos son metano, etano, propano, i- butano, n-butano, i-pentano y n-pentano. Notar que el agua se escoge debido a que se requiere eventualmente en la simulación. No es parte de la caracterización del petróleo por lo que cuando se ingresan los componentes ligeros después, su composición es cero.

3. Entrada de Datos para el Petróleo

Si se presiona en el ícono de la gota de petróleo en las herramientas, entraremos al ambiente de caracterización del petróleo. La primera etapa al entrar a este ambiente es ingresar los datos del ensayo. Debemos especificar el tipo de prueba que tenemos (por ejemplo, TBP, ASTM, etc.), las bases (por ejemplo, volumen del líquido), y si se tiene o no un análisis de los ligeros. Tenemos opción de ingresar las propiedades másicas del petróleo. Las propiedades másicas son por ejemplo peso molecular y la densidad del petróleo. La gravedad API del petróleo se conoce por lo general y puede ingresarse en este punto. Una vez que se han ingresado todos los datos disponibles, podemos calcular el petróleo que permite generar a Hysys una curva de trabajo para la siguiente etapa.

4. Cortar el Petróleo

La etapa corta al petróleo en series de pseudocomponentes. Esto permite a Hysys describir en forma precisa las corrientes de producto. Hysys permite especificar el número de pseudocomponentes en los que puede ser dividido el petróleo.

5. Instale el Petróleo

Esta etapa instala el petróleo en un diagrama de flujo. Se da en esta etapa el nombre de la corriente para el corte o la corriente.

Simulación moderna

Uso de software como:

Aspen Hysys

Aspen Plus,

Petro-SIM,

UniSim,

Pro/II

Permiten:

Cálculo de perfiles de temperatura y composición

Optimización energética

Análisis de sensibilidad

Emplean algoritmos de caracterización automática basados en crude assays.

La simulación permite:

predecir rendimientos,

optimizar energía,

evaluar configuraciones de refinería,

analizar mezclas de crudos.

La caracterización digital constituye actualmente el estándar de la ingeniería de refinación.

5.10 EJERCICIOS

5.10.1 Ejercicio de Caracterización del Crudo

Caracterización del crudo

API: gravedad específica inversa

$$API = (141.5 / G_s) - 131.5$$

Azufre: crudo dulce < 0.5 %, agrio > 2.5 %

Curva de destilación: fracciones por rango de temperatura

Se usan muchos equipos de caracterización que incluye la cromatografía bidimensional y la espectrometría de masas para obtener más precisión de análisis.

5.10.2 Ejercicio resuelto

Un crudo presenta:

$$T_b = 900\text{ }^{\circ}\text{R}$$

$$SG = 0.85$$

$$KUOP = (900)^{(1/3)} / 0.85 \approx 12.2$$

Resultado: crudo mixto parafínico-nafténico.

Ejercicios propuestos

1. Clasifique un crudo con $API = 18^{\circ}$.
2. Explique diferencias entre TBP y ASTM D86.
3. Determine implicaciones de alto contenido aromático.

Problema de diseño

Un crude assay indica alto residuo ($>45\%$).

Determine:

- a) complejidad requerida de refinería,
- b) necesidad de conversión profunda,
- c) impacto energético del procesamiento.

Tabla 14 Fracciones de destilación

Fracción	Rango (°C)	Uso
Gasolina	30–200	Combustible
Kerosene	200–260	Aviación
Diesel	260–360	Transporte
Residuo	>360	Coque, asfalto

Nota. Elaboración propia con base en literatura especializada en refinación de petróleo y destilación de crudos, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser (Petroleum Refining: Technology and Economics), Speight (The Chemistry and Technology of Petroleum) y principios de destilación en ingeniería química.

Figura 14 Curva de destilación (descripción)

Eje X: % destilado

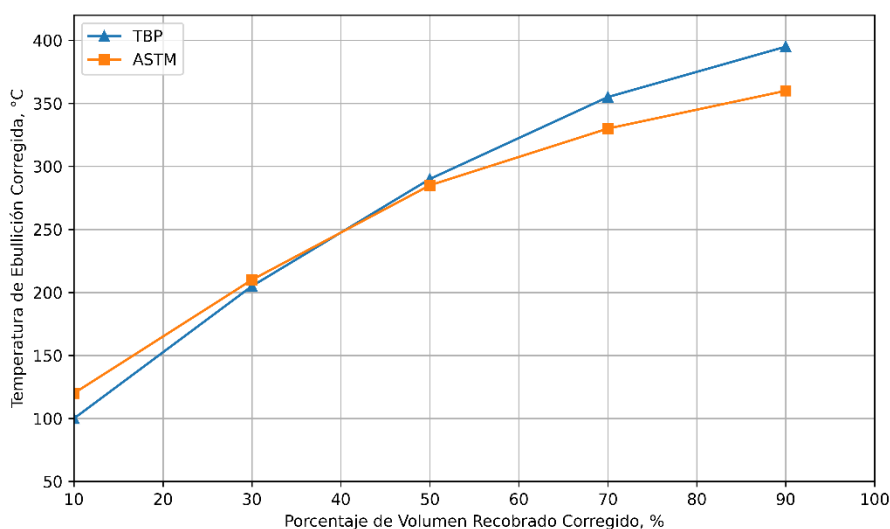
Eje Y: Temperatura (°C)

Pendiente suave → crudo ligero

Pendiente empinada → crudo pesado

ASTM D86 a P atmosférica sin reflujo, una sola etapa.

ASTM D2892 15 platos teóricos, reflujo 5:1



Fuente: Vargas, S.; Olaya, J.

<https://repositoriousco.co/bitstream/123456789/2285/1/TH%20IP%200200.pdf>

Ejercicio 5.1 (resuelto)

Enunciado: De un crudo, 30 % destila antes de 200 °C

Pregunta: ¿Qué fracción es?

Solución: Gasolina (rango 30–200 °C)

CAPÍTULO 6

DESTILACIÓN

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el rol central de la destilación en la refinería.
- Aplicar fundamentos termodinámicos y de transferencia de masa.
- Diseñar columnas de destilación atmosférica y al vacío.
- Seleccionar internos de torre adecuados.
- Analizar operación, control y optimización energética.
- Diagnosticar problemas operativos industriales.

La destilación constituye la operación unitaria más importante de la industria de refinación. Su objetivo es separar el petróleo crudo en fracciones con diferentes rangos de ebullición mediante diferencias de volatilidad.

La destilación es el proceso de separación más importante en refinería y se basa en diferencias de volatilidad entre componentes (Gary et al., 2007).

En una refinería típica, más del 60 % del consumo energético total está asociado directa o indirectamente a operaciones de destilación.

6.1. CONTEXTO DE LA DESTILACIÓN EN LA REFINERÍA

La destilación constituye la primera operación de separación. El gran rango de puntos de ebullición que es característico del petróleo crudo puede ser usado en el proceso de destilación. La destilación es una operación para purificar una mezcla en virtud a la diferencia en los puntos de ebullición de los componentes que comprenden la mezcla.

Como se mencionó anteriormente en relación a la caracterización del petróleo, el petróleo puede ser agrupado en fracciones a los que se han dado nombres como gasolina, kerosene, gasoil, residual, etc. El propósito de la destilación es recuperar estas fracciones, En una refinería, la destilación del crudo se lleva a cabo en dos etapas: destilación atmosférica seguida por destilación al vacío. La diferencia entre los dos procesos está en la presión en el interior de las columnas.

Un producto puede ser purificado mejor procesando en dos destiladores en serie. En este sentido, esto es lo que ocurre en los platos en el interior de la columna de destilación. El vapor subiendo la columna se encuentra con el enfriador haciendo descender el líquido, lo que causa que las impurezas se condensen. Eventualmente, el vapor que existe en el tope de la columna es de muy alta pureza (o al menos de la pureza deseada). Por ejemplo, Nutter Engineering provee de información para los interiores de las columnas

Mientras que el principio de la destilación (separar componentes de una mezcla en virtud a sus puntos de ebullición) es suficientemente simple, el diseño actual y la operación de una columna de destilación son complejos. Primero que todo, el crudo que viene del tanque debe pasar el desalador para remover la arena, la sal y el agua que existe naturalmente en el crudo o que se recoge durante la recuperación del crudo. Si éstos no se eliminan, podrían contribuir a la corrosión de la columna de destilación u otro equipo, así como a la incrustación de los intercambiadores de calor.

El crudo desalado pasa al horno de crudo, donde se calienta a cerca de 750 °F y luego entra a la columna de destilación atmosférica sobre un plato muy cerca del fondo de la columna, La columna comprende una serie de platos, salidas laterales de líquido, arreglos de bombas, condensador y rehervidor. Como se puede imaginar, teniendo tantas operaciones unidas a la columna, se permite al operador una gran flexibilidad para manipular la composición de los productos que salen de la columna.

Los productos de la columna se remueven por salidas de líquido laterales. Estos productos se llaman "cortes".

La fracción más pesada del petróleo crudo que sale del fondo de la columna de destilación atmosférica se conoce como residuo atmosférico. Estas son fracciones que

tienen un punto de ebullición mayor que los 427 °C. El petróleo crudo contiene una gran cantidad de residuo, pero la temperatura en la columna atmosférica no puede elevarse lo requerido para destilar los componentes del residuo. Esto es debido a que el residuo craqueará térmicamente. El craqueo puede ser un proceso valioso si se controla apropiadamente (por ejemplo, por la combinación de catalizadores y/o tiempos de residencia apropiados en el reactor), pero una columna de destilación atmosférica no está diseñada para esto. El proceso de destilación al vacío se usa para solucionar este problema de craqueo térmico.

Como el nombre indica, la destilación al vacío es el proceso de destilación a presión reducida (aproximadamente 6.6 kPa absolutas).

En la destilación al vacío, el punto de ebullición del residuo se reduce de tal manera que puede ser posteriormente separado en fracciones valiosas evitando el craqueo térmico.

6.1.1 Posición de la destilación en el esquema de refinería

La unidad de destilación atmosférica representa la primera etapa de procesamiento del crudo. Todas las unidades posteriores dependen de la calidad de los cortes obtenidos.

Secuencia general:

Desalado → Destilación atmosférica → Destilación al vacío → Conversión → Tratamiento → Mezcla final.

Diagrama de bloques simplificado:

CRUDO → DESALADO → CALENTAMIENTO →

TORRE ATMOSFÉRICA → RESIDUO → TORRE VACÍO → PRODUCTOS

↓

↓

↓

↓

Nafta

Kerosene

Gasoil

Gasoil pesado

LGO

HGO

VGO



FCC/Hidro craqueo

6.1.2 Calidad de la alimentación y especificaciones de producto

La operación de la torre depende de: gravedad API del crudo, contenido de azufre, curva TBP, metales y asfaltenos.

Las especificaciones del producto determinan temperaturas de corte, reflujo y condiciones operativas.

Tabla 15 Cortes típicos de refinación.

Corte	Rango °C	Producto
Gases	<30	GLP
Nafta	30–180	Gasolina
Kerosene	180–240	Jet fuel
Gasóleo	240–350	Diesel
Residuo	>350	Fuel oil

Nota. Elaboración propia con base en literatura especializada en refinación de petróleo y caracterización de cortes de destilación, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser (Petroleum Refining: Technology and Economics) y Speight (The Chemistry and Technology of Petroleum).

Tabla 16 Especificaciones típicas:

Producto	Rango de ebullición (°C)	Uso principal	Especificaciones clave
Gasolina ligera	30-90	Mezcla de gasolina	Presión de vapor, azufre
Gasolina pesada (nafta)	90-180	Alimentación al reformador	Parafinas/aromáticos
Kerosene/Jet fuel	180-240	Combustible aviación	Punto de humo, flash point
Diesel	240-360	Combustible transporte	Cetano, azufre
Gasoil atmosférico (AGO)	360-540	FCC/Hidro craqueo	Metales, CCR
Residuo atmosférico	>540	Vacío/coque	Viscosidad, azufre

Nota. Elaboración propia con base en literatura especializada en refinación de petróleo y especificaciones de calidad de combustibles, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser (Petroleum Refining: Technology and Economics), Speight (The Chemistry and Technology of Petroleum) y normas ASTM aplicables a productos derivados del petróleo.

6.2 FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS DE LA DESTILACIÓN

La separación se basa en el equilibrio entre fases líquida y vapor.

Relaciones fundamentales:

- Ley de Raoult,
- Ley de Dalton,
- coeficientes de actividad,
- ecuaciones de estado.

El objetivo es crear múltiples contactos vapor-líquido que aproximen el equilibrio termodinámico.

6.2.1 Equilibrio líquido-vapor en mezclas multicomponentes

El petróleo se comporta como una mezcla multicomponente continua.

Se emplean:

- volatilidad relativa,
- curvas de equilibrio,
- métodos gamma-phi y phi-phi.

El equilibrio determina la eficiencia de separación y el número de etapas necesarias.

Para mezclas reales de petróleo, el K-valor (factor de equilibrio):

$$K_i = y_i / x_i = (\gamma_i P_i^{\text{sat}}(T)) / P$$

Donde:

y_i = fracción molar en vapor

x_i = fracción molar en líquido

γ_i = coeficiente de actividad (≈ 1 para hidrocarburos similares)

$P_i^{\text{sat}}(T)$ = presión de vapor del componente puro

P = presión total del sistema

Aproximación para petróleo: Método de pseudocomponentes

El crudo se divide en cortes ficticios (pseudocomponentes) con propiedades medias:

Pseudocomponente	Rango TBP (°C)	Peso molecular estimado	Factor K (Watson)
PC1	30-100	75	12.5
PC2	100-200	120	11.8
PC3	200-300	180	11.2
...	...	...	...

Ejemplo 6.1:

Un crudo tiene las siguientes caracterizaciones TBP. Estime la curva de destilación flash a 1 atm.

[Tabla de datos TBP → cálculo de fracciones vaporizadas usando ecuación de Rachford-Rice]

$$\sum_{i=1}^n z_i (K_i - 1) / (1 + \psi(K_i - 1)) = 0$$

Donde ψ = fracción vaporizada, z_i = fracción en alimentación.

Resolución: Método numérico (Newton-Raphson) para encontrar ψ .

6.3 TRANSFERENCIA DE MASA Y CINÉTICA DE SEPARACIÓN

El petróleo se comporta como una mezcla multicomponente continua.

Se emplean:

- volatilidad relativa,
- curvas de equilibrio,
- métodos gamma-phi y phi-phi.

El equilibrio determina la eficiencia de separación y el número de etapas necesarias.

Aunque la destilación es una operación de equilibrio, la velocidad de transferencia de masa determina el tamaño del equipo:

$$N_A = k_y(y_{AG} - y_{Ai}) = k_x(x_{Ai} - x_{AL})$$

Donde:

k_y, k_x = coeficientes de transferencia de masa en fase gas y líquido

y_{AG}, y_{Ai} = concentraciones en bulk y en interfase (gas)

x_{Ai}, x_{AL} = concentraciones en interfase y en bulk (líquido)

Efecto en diseño: La altura de transferencia de un empaque (HTU) depende de estos coeficientes:

$$Z = HTU \times NTU$$

Variable	Significado físico	Orden de magnitud típico
HTU	Altura de una unidad de transferencia	0.3-0.8 m para platos, 0.5-2 m para empaques
NTU	Número de unidades de transferencia	5-20 para separaciones moderadas

6.4 DISEÑO DE COLUMNAS DE DESTILACIÓN

El diseño busca determinar:

- número de etapas,
- razón de reflujo,

- diámetro de columna,
- consumo energético.

6.4.1 Método de McCabe-Thiele para mezclas binarias equivalentes

Aunque el petróleo es multicomponente, el método gráfico ilustra los principios fundamentales:

Procedimiento:

Curva de equilibrio: $y = \alpha x / 1 + (\alpha - 1) x$

Donde α = volatilidad relativa = K_i/K_j

Líneas de operación:

Rectificación: $y_{n+1} = (R / R + 1) x_n + (x_D / R + 1)$

Agotamiento: $y_{m+1} = (L' / V') x_m - (W x_W / V')$

Construcción escalonada entre curva de equilibrio y líneas de operación

Ejemplo 6.2: Separación de nafta (ligera) vs. kerosene (pesado) como sistema pseudobinario

Datos:

Alimentación: 50% nafta, 50% kerosene (molar)

Recuperación nafta: 95% en destilado

Recuperación kerosene: 95% en fondos

α promedio = 2.5

Reflujo mínimo: calcular con método de Underwood

Solución paso a paso:

Se usa diagrama McCabe-Thiele con escalones]

Resultado: Número de etapas teóricas = 12 (incluyendo rehervidor)

6.4.2 Eficiencia de etapa real: método de O'Connell

Las columnas reales no alcanzan el equilibrio teórico. La eficiencia de Murphree:

$$E_{MV} = \frac{y_n - y_{n+1}}{y_n^* - y_{n+1}}$$

Correlación de O'Connell (1946):

$$E_o = 0.49(\alpha \mu_L)^{-0.245}$$

Donde:

E_o = eficiencia global de la columna [adimensional, 0–1]

α = volatilidad relativa

μ_L = viscosidad del líquido (cP)

Rango $\alpha\mu_L$	E_o típico
0.1-0.5	70-85%
0.5-2.0	50-70%
2.0-10	30-50%

Ejemplo 6.3:

Para el sistema nafta/kerosene del Ejemplo 6.2, con $\mu_L = 0.4$ cP:

$$\alpha\mu_L = 2.5 \times 0.4 = 1.0$$

$$E_o = 0.49(1.0)^{-0.245} = 0.49 \approx 50\%$$

Platos reales necesarios: $12 / 0.50 = 24$ platos

6.4.3 Métodos rigurosos para multicomponentes

En diseño industrial se emplean:

- Método Fenske,

- Underwood,
- Gilliland,
- Simulación rigurosa en Aspen HYSYS o Petro-SIM.

Para diseño real de torres de petróleo, se requieren métodos de punto de burbuja/punto de rocío en cada etapa:

Algoritmo de Wang-Henke (método de matriz tridiagonal):

- Estimar perfiles iniciales de T y flujos
- Calcular K-valores con ecuación de estado (Peng-Robinson)
- Resolver balances de masa por etapa (sistema tridiagonal)
- Actualizar temperaturas con balance de energía
- Iterar hasta convergencia
- Implementación: Software comercial (HYSYS, PRO/II, Aspen Plus)

6.5 INTERNOS DE COLUMNAS (CONTACTORES)

Los internos determinan la eficiencia hidráulica y energética.

6.5.1 Platos de perforación (Sieve trays)

Tienen diseño simple, bajo costo y son adecuados para cargas estables.

Parámetro de diseño	Fórmula	Valor típico
Diámetro de perforaciones	$d_h = 4.5\text{-}12 \text{ mm}$	5 mm estándar
Área perforada	$A_h/A_a = 5\text{-}15\%$	10%
Espesor de plato	$t = 2\text{-}6 \text{ mm}$	3 mm
Pitch (triangular)	$p/d_h = 2.5\text{-}4.0$	3.0

Cálculo de velocidad de vapor:

$$u_{nf} = C_{sb} \sqrt{(\rho_L - \rho_V) / \rho_V}$$

Donde C_{sb} = coeficiente de Souders-Brown, función de:

Espaciamiento plato-plato

Tensión superficial

Viscosidad

6.5.2 Válvulas (Valve trays)

Mejor eficiencia que perforados, menor sensibilidad a variaciones de carga. Tienen mayor rango operativo, mejor eficiencia. Son ampliamente utilizados en refinerías.

6.5.3 Empaques estructurados (Structured packings)

Tienen menor caída de presión, alta eficiencia, son ideales para torres de vacío.

Aplicaciones en torres de vacío (baja caída de presión):

Tipo	Área específica (m ² /m ³)	Factor F (m ⁻¹)	Aplicación
Sulzer Mellapak 250Y	250	2.6	Vacío moderado
Koch-Glitsch Flexipac	500	1.6	Vacío profundo
Montz B1	300	2.2	Alto rendimiento

Caída de presión en empaques:

$$\Delta P / Z = f \cdot u_g^2 \cdot \rho_g / d_{eq}$$

Crítica en torres de vacío: $\Delta P < 5-10$ mmHg para evitar degradación térmica.

6.6 DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA DEL CRUDO

La torre atmosférica separa el crudo en cortes principales.

6.6.1 Esquema de proceso con balances de masa

Entradas: crudo desalado, vapor stripping.

Salidas: gases, nafta, queroseno, gasóleo, residuo atmosférico.

El diagrama PFD incluye:

Precalentamiento con productos (integración energética)

Horno de carga (fired heater)

Torre principal con 3-5 salidas laterales

Strippers laterales (despojadores)

Sistema de condensación de tope

6.6.2 Balance de energía del sistema

Principales contribuciones: horno de precalentamiento, condensadores superiores, circuitos de pumparound.

La integración energética reduce consumo de combustible.

Corriente	Entalpía (MJ/kg)	Flujo (kg/h)	Energía (MW)
Crudo fresco (25°C)	0.05	100,000	1.4
Crudo calentado (360°C)	0.85	100,000	23.6
Calor requerido			22.2

Distribución del calor:

Recuperación crudo-productos: 60% (13.3 MW)

Horno de carga: 40% (8.9 MW)

Ejemplo 6.4:

Calcule el consumo de combustible del horno si la eficiencia térmica es 85% y el poder calórico del combustible es 42 MJ/kg.

Calor neto requerido: $8.9 \text{ MW} / 0.85 = 10.5 \text{ MW}$

Consumo de combustible: $10.5 \text{ MJ/s} / 42 \text{ MJ/kg} = 0.25 \text{ kg/s} = 900 \text{ kg/h}$

6.6.3 Perfil de temperatura y cortes de producto

Temperatura típica: fondo: 340–360 °C, tope: 110–140 °C.

El perfil controla la calidad del producto.

Método del punto de burbuja en plato:

Para cada producto lateral, la temperatura del plato debe corresponder al punto de burbuja de la mezcla a la presión del plato:

$$\sum_{i=1}^n K_i(T, P) x_i = 1$$

Resuelto iterativamente para T.

6.6.4 Control de la torre atmosférica

Variables críticas: presión de operación, flujo de reflujo, temperatura de corte, composición del tope.

El control avanzado utiliza MPC (Model Predictive Control).

Estrategia de control típica:

Variable controlada	Variable manipulada	Tipo de control
Presión de tope	Válvula de venteo no condensables	PI
Nivel de fondos	Flujo de residuo	PI
Temperatura de plato de nafta	Reflujo	Cascade
Punto de burbuja de kerosene	Extracción lateral	Inferencial

6.7 DESTILACIÓN AL VACÍO

El residuo atmosférico se procesa bajo presión reducida para evitar craqueo térmico.

6.7.1 Fundamento de la operación a vacío

Reducir presión disminuye temperatura de ebullición permitiendo separación sin degradación del crudo.

Ecuación de Clausius-Clapeyron (diferencial):

$$d(\ln P_{\text{sat}})/dT = \Delta H_{\text{vap}} / (R \cdot T^2)$$

→ Integrada: $\ln(P_2/P_1) = -(\Delta H_{\text{vap}}/R) \cdot (1/T_2 - 1/T_1)$

Ecuación de Antoine (forma correcta de $\ln P_{\text{sat}} = A - B/T$):

$$\log_{10}(P_{\text{sat}}) = A - B / (T + C) \text{ [con } C \neq 0]$$

→ Simplificada para rango estrecho: $\ln P_{\text{sat}} \approx A' - B'/T$

Para la destilación al vacío, la relación relevante es Clausius-Clapeyron:

$$T_{\text{vac}} \approx T_{\text{atm}} - (R \cdot T_{\text{atm}}^2 / \Delta H_{\text{vap}}) \cdot \ln(P_{\text{atm}}/P_{\text{vac}})$$

→ Reducción típica: $\sim 1^\circ\text{C}$ por cada 2% de reducción de presión

La reducción de presión permite hervir sin degradación térmica:

Componente	T ebullición a 1 atm (°C)	T ebullición a 50 mmHg (°C)	Reducción
Vacuum gas oil (VGO)	540	420	120°C
Residuo atmosférico	>600	480	>120°C

6.7.2 Sistemas de vacío

Eyectores de vapor, bombas de vacío, condensadores barométricos.

Tipos de eyectores:

De vapor: Económicos, pero consumen vapor de media presión

Mecánicos: Menor consumo de utilidades, mayor inversión

Configuración típica: 2-3 etapas de eyectores con condensadores intermedios.

Presión final: 10-40 mmHg (absoluta)

6.7.3 Diseño de torres de vacío: consideraciones especiales

Tienen baja caída de presión, uso extensivo de empaques, control de arrastre líquido, limitación térmica del residuo.

Caída de presión crítica: < 10 mmHg total para evitar degradación

Velocidad de vapor baja: Prevención de arrastre (entrainment)

Empaques preferidos sobre platos: Menor ΔP

Ejemplo 6.5:

Diseño preliminar de torre de vacío para 50,000 bbl/d de residuo atmosférico.

Datos:

API del residuo: 15

Destilación 10%: 520°C (a 760 mmHg)

Presión de fondos: 30 mmHg

Presión de tope: 10 mmHg

Cálculo de temperatura de fondos usando correlación de Maxwell-Bonnell:

[Procedimiento de cálculo detallado]

Resultado: T fondos $\approx 410^\circ\text{C}$ (aceptable, $< 425^\circ\text{C}$ límite de craqueo térmico)

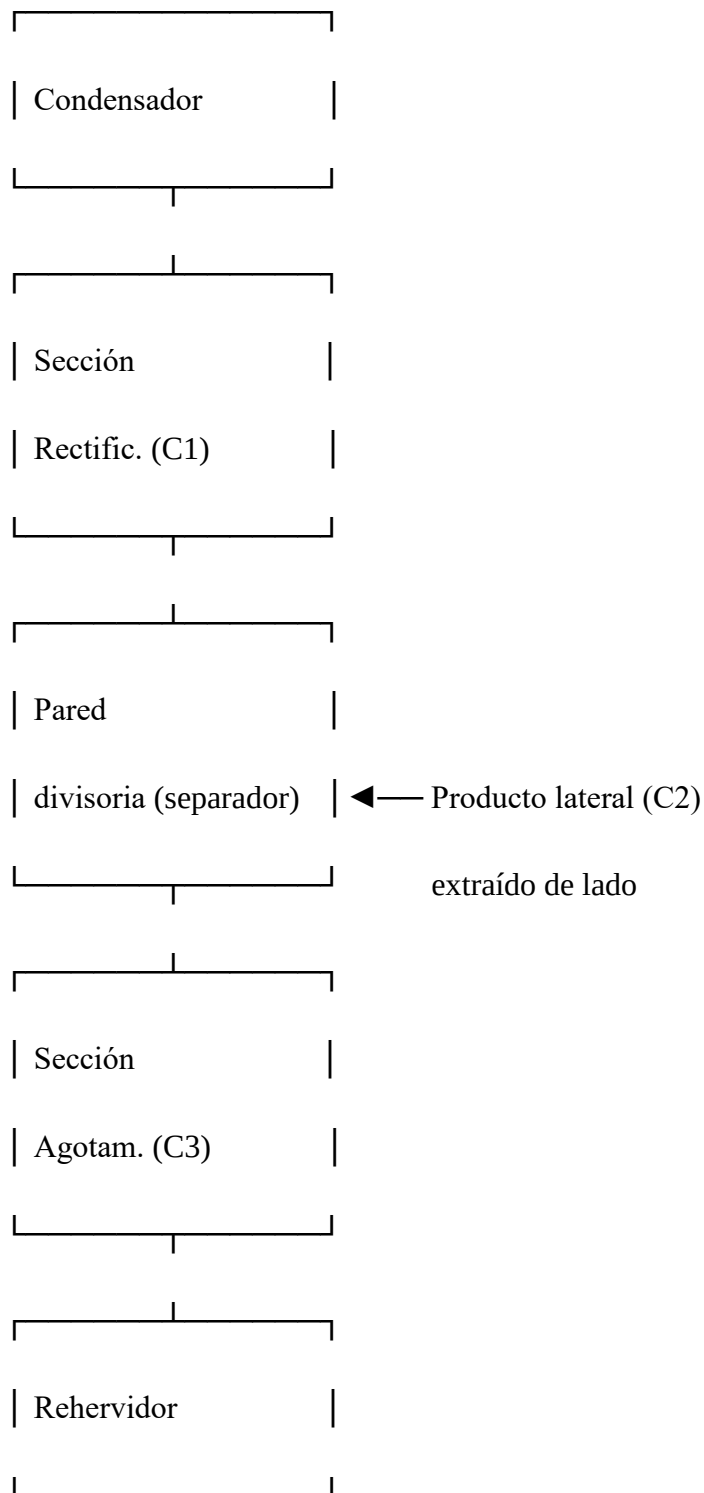
6.8 INTENSIFICACIÓN Y TECNOLOGÍAS EMERGENTES

La destilación moderna busca reducir consumo energético.

6.8.1 Columnas de pared divisoria (Dividing Wall Columns - DWC)

Permiten múltiples separaciones en una sola torre reduciendo energía y CAPEX.

Una torre, tres productos con un solo rehervidor y condensador:



Ahorro energético: 15–40% vs. dos columnas convencionales en serie.

Aplicación en refinería: Separación nafta/kerosene/gasoil ligero.

6.8.2 Destilación extractiva con solventes

Utilizada para separaciones difíciles como aromáticos.

Para separaciones de aromáticos/parafinas cercanas:

Solvente	Selectividad aromático / parafina	Recuperación térmica
Sulfolano	20-50	Requiere alta T
N-Metilpirrolidona (NMP)	15-40	Moderada
Glicol de etileno	10-30	Alta

6.8.3 Membranas híbridas con destilación

Combinan separación por difusión y volatilidad.

Separación pervaporativa como etapa previa para romper azeótropos o reducir carga a la columna.

6.9 OPTIMIZACIÓN DE LA UNIDAD DE DESTILACIÓN

La optimización energética de la destilación se realiza frecuentemente mediante análisis pinch, permitiendo reducir el consumo de utilidades y mejorar la eficiencia térmica del sistema.

6.9.1 Programación lineal para selección de cortes

Permite maximizar rentabilidad considerando restricciones operativas y mercado.

Variables de decisión:

F_i = flujo de corte i (nafta, kerosene, diesel, AGO)

P_j = precio de producto j

C_k = costo de procesamiento en unidad k

Función objetivo:

$$\text{Maximizar } Z = \sum_j P_j F_j - \sum_k C_k F_k - C_{\text{energía}}$$

Restricciones:

Balance de masa total: $\sum F_i = F_{\text{crudo}}$

Especificaciones de producto: $T_{10\%} \leq T_{\text{spec}}$, etc.

Capacidades de unidades: $F_i \leq \text{Capacidad}_i$

Disponibilidad de crudo: $F_{\text{crudo}} \leq \text{Disponible}$

Ejemplo 6.6:

Optimización de cortes para maximizar margen de refinería.

[Formulación completa del problema LP con 5 productos, resolución con método Simplex o software]

6.9.2 Integración energética: análisis pinch

La integración térmica mediante análisis pinch permite reducir significativamente el consumo energético en sistemas de destilación (Smith, 2016).

Ubicación de la pinch point para máxima recuperación de calor:

Recuperación actual típica: 60-65%

Objetivo con integración pinch: 75-80%

Inversión adicional: evaluación de ROI

6.10 PROBLEMAS OPERATIVOS Y TROUBLESHOOTING

Problemas frecuentes: flooding, weeping, entrainment, fouling, pérdida de vacío, inestabilidad de cortes.

El diagnóstico temprano evita pérdidas millonarias en refinería.

Problema	Causa raíz	Solución de ingeniería
Coking en horno	Temperatura de película > 400°C	Diseño de coil con velocidad > 2 m/s, steam injection
Entrainment en vacío	Velocidad de vapor excesiva	Aumentar diámetro, reducir ΔP , mejorar distribución

Corrosión por naphthenic acid	Ácidos nafténicos en crudo alto TAN	Inhibidores, selección de aleaciones (316SS, 317LMN)
Incrustación de sales	Desalado incompleto	Optimizar desalador: temperatura, mezcla, electrostática
Pérdida de eficiencia por fouling	Depósitos en intercambiadores	Programa de limpieza, bypass, monitoreo de ΔP

Caso de estudio 6.1: Troubleshooting de torre de vacío

Situación: Caída de rendimiento de VGO, aumento de coque en fondos.

Análisis sistemático:

Verificar presión de vacío (eyectores, fugas)

Analizar temperatura de fondos (termopares)

Revisar caída de presión en empaques

Evaluar calidad del residuo (CCR, metales)

Diagnóstico probable: Fouling en empaques aumentando $\Delta P \rightarrow$ pérdida de vacío $\rightarrow$ temperatura efectiva aumentada $\rightarrow$ degradación térmica.

Solución: Parada programada para limpieza, o reemplazo a empaques más abiertos.

6.11 EJERCICIOS POR NIVELES

Nivel 1: Aplicación directa

Ejercicio 6.11.1

Enunciado: Estime el número de platos teóricos para separar una mezcla con $\alpha = 2.0$, $x_F = 0.5$, $x_D = 0.95$, $x_W = 0.05$, $R = 1.2 R_{min}$. Use método de McCabe-Thiele.

Datos:

- Volatilidad relativa: $\alpha = 2.0$

- Fracción molar en alimentación (líquida, saturada): $x_F = 0.50$
- Fracción molar en destilado: $x_D = 0.95$
- Fracción molar en fondos: $x_W = 0.05$
- Relación de reflujo operativa: $R = 1.2 R_{min}$

Solución:

Paso 1: Construir curva de equilibrio

Para volatilidad relativa constante: $y = \alpha_x / (1 + (\alpha - 1) x) = 2x / 1 + x$

Tabulamos puntos:

x	y = 2x/(1+x)
0	0
0.1	0.182
0.2	0.333
0.3	0.462
0.4	0.571
0.5	0.667
0.6	0.750
0.7	0.824
0.8	0.889
0.9	0.947
1.0	1.0

Paso 2: Determinar reflujo mínimo (R_{min})

Para alimentación líquida saturada ($q = 1$), la línea de operación de rectificación intersecta la línea de alimentación vertical en $x = x_F$.

Usando la ecuación de Underwood simplificada para volatilidad constante:

$$R_{min} / R_{min} + 1 = x_D - y_F^* / x_D - x_F$$

$$\text{Donde } y_F^* = \alpha x_F / 1 + (\alpha - 1) x_F = 2 \times 0.5 / 1 + 0.5 = 1 / 1.5 = 0.667$$

$$R_{min} / R_{min}+1 = (0.95-0.667) / (0.95-0.50) = 0.283 / 0.45 = 0.629$$

$$\text{Resolviendo: } R_{min} = 0.629 (R_{min}+1)$$

$$R_{min} = 0.629 R_{min} + 0.629$$

$$0.371R_{min}=0.629$$

$$R_{min}=1.70$$

Paso 3: Calcular reflujo operativo

$$R=1.2 \times R_{min}=1.2 \times 1.70 = \mathbf{2.04}$$

Paso 4: Ecuaciones de líneas de operación

$$\text{Línea de rectificación (LO): } y_{n+1} = (R / R+1) x_n + (x_D / R+1) = (2.04 / 3.04) x_n + (0.95 / 3.04)$$

$$y=0.671x+0.312$$

Línea de agotamiento (LA): Para alimentación líquida saturada ($q = 1$)

$$\text{Balance global: } F=D+W$$

$$\text{Balance de componente ligero: } F x_F = D x_D + W x_W$$

$$\text{Asumiendo base } F=1 \text{ kmol/h: } 0.50=D (0.95) +(1-D) (0.05)$$

$$0.50 = 0.95D + 0.05-0.05D$$

$$0.45 = 0.90D$$

$$D = 0.50 \text{ kmol/h, } W=0.50 \text{ kmol/h}$$

Pendiente de LA:

$$L'/V' = (L + qF) / (V + (q-1)F) = RD + F/V = 2.04 \times 0.50 + 1 / 2.04 \times 0.50 + 1 = 2.02 / 2.02 = 1.0$$

Intersección con diagonal en $x_W = 0.05$, $y_W = 0.05$

Ecuación: $y = x - 0.05 + 0.05$... verifiquemos:

En $x = x_F = 0.50$, y debe igualar la LO:

$$y_{LO}(0.50) = 0.671(0.50) + 0.312 = 0.648$$

$$\text{Pendiente de LA: } m = (y_F - y_W) / (x_F - x_W) = (0.648 - 0.05) / (0.50 - 0.05) = 0.598 / 0.45 = 1.33$$

$$y - 0.05 = 1.33(x - 0.05)$$

$$y = 1.33x - 0.0665 + 0.05 = 1.33x - 0.0165$$

$$\text{Verificación en } x = 0.50: y = 0.665 - 0.0165 = 0.648 \checkmark$$

Paso 5: Construcción escalonada McCabe-Thiele

Comenzando en $(x_D, x_D) = (0.95, 0.95)$:

Escalón	Operación	x (líquido)	y (vapor)
1	Horizontal a LO → Vertical a equilibrio	0.95 → 0.903	0.95
2	LO: $y = 0.671(0.903) + 0.312 = 0.918$	0.903	0.918
	Equilibrio: $0.918 = 2x/(1+x) \rightarrow x = 0.918/(2-0.918) = 0.848$	0.848	0.918
3	LO: $y = 0.671(0.848) + 0.312 = 0.881$	0.848	0.881
	Equilibrio: $x = 0.881/(2-0.881) = 0.787$	0.787	0.881
4	LO: $y = 0.671(0.787) + 0.312 = 0.840$	0.787	0.840
	Equilibrio: $x = 0.840/(2-0.840) = 0.724$	0.724	0.840
5	LO: $y = 0.671(0.724) + 0.312 = 0.798$	0.724	0.798
	Equilibrio: $x = 0.798/(2-0.798) = 0.664$	0.664	0.798
6	LO: $y = 0.671(0.664) + 0.312 = 0.758$	0.664	0.758
	Equilibrio: $x = 0.758/(2-0.758) = 0.610$	0.610	0.758
7	LO: $y = 0.671(0.610) + 0.312 = 0.721$	0.610	0.721
	Equilibrio: $x = 0.721/(2-0.721) = 0.564$	0.564	0.721

8	LO: $y = 0.671(0.564) + 0.312 = 0.690$	0.564	0.690
	Equilibrio: $x = 0.690 / (2 - 0.690) = 0.527$	0.527	0.690
9	LO: $y = 0.671(0.527) + 0.312 = 0.665$	0.527	0.665
	Equilibrio: $x = 0.665 / (2 - 0.665) = 0.498 \approx 0.50$	0.50	0.665

Cambio a línea de agotamiento en $x_F = 0.50$

$$| 10 | \text{LA: } y = 1.33(0.498) - 0.0165 = 0.646 | 0.498 | 0.646 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.646 / (2 - 0.646) = 0.477 | 0.477 | 0.646 |$$

$$| 11 | \text{LA: } y = 1.33(0.477) - 0.0165 = 0.618 | 0.477 | 0.618 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.618 / (2 - 0.618) = 0.447 | 0.447 | 0.618 |$$

$$| 12 | \text{LA: } y = 1.33(0.447) - 0.0165 = 0.578 | 0.447 | 0.578 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.578 / (2 - 0.578) = 0.407 | 0.407 | 0.578 |$$

$$| 13 | \text{LA: } y = 1.33(0.407) - 0.0165 = 0.525 | 0.407 | 0.525 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.525 / (2 - 0.525) = 0.362 | 0.362 | 0.525 |$$

$$| 14 | \text{LA: } y = 1.33(0.362) - 0.0165 = 0.465 | 0.362 | 0.465 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.465 / (2 - 0.465) = 0.303 | 0.303 | 0.465 |$$

$$| 15 | \text{LA: } y = 1.33(0.303) - 0.0165 = 0.386 | 0.303 | 0.386 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.386 / (2 - 0.386) = 0.239 | 0.239 | 0.386 |$$

$$| 16 | \text{LA: } y = 1.33(0.239) - 0.0165 = 0.301 | 0.239 | 0.301 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.301 / (2 - 0.301) = 0.177 | 0.177 | 0.301 |$$

$$| 17 | \text{LA: } y = 1.33(0.177) - 0.0165 = 0.219 | 0.177 | 0.219 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.219 / (2 - 0.219) = 0.123 | 0.123 | 0.219 |$$

$$| 18 | \text{LA: } y = 1.33(0.123) - 0.0165 = 0.147 | 0.123 | 0.147 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.147 / (2 - 0.147) = 0.080 | 0.080 | 0.147 |$$

$$| 19 | \text{LA: } y = 1.33(0.080) - 0.0165 = 0.090 | 0.080 | 0.090 |$$

$$| | \text{Equilibrio: } x = 0.090 / (2 - 0.090) = 0.047 \approx 0.05 | \mathbf{0.05} | 0.090 |$$

Resultado:

$N_{\text{etapas}} = 19$ platos teóricos

(Incluyendo rehervidor, excluyendo condensador parcial si es total)

Plato de alimentación: Escalón 9 (cambio de LO a LA)

Ejercicio 6.11.2

Enunciado: Calcule la eficiencia de O'Connell para un sistema con $\alpha = 3.0$ y $\mu_L = 0.8$ cP. ¿Cuántos platos reales se necesitan si se requieren 10 etapas teóricas?

Solución:

Paso 1: Calcular parámetro $\alpha\mu_L$

$$\alpha\mu_L = 3.0 \times 0.8 = 2.4 \text{ cP}$$

Paso 2: Aplicar correlación de O'Connell

$$E_o = 0.49(\alpha\mu_L)^{-0.245} = 0.49(2.4)^{-0.245}$$

$$\text{Calculamos: } (2.4)^{0.245} = e^{0.245 \ln(2.4)} = e^{0.245 \times 0.875} = e^{0.214} = 1.239$$

$$E_o = 0.49 / 1.239 = \mathbf{0.395 \approx 40\%}$$

Paso 3: Calcular platos reales

$$N_{\text{real}} = N_{\text{teórico}} / E_o = 10 / 0.395 = \mathbf{25.3 \approx 26 \text{ platos reales}}$$

Observación: La eficiencia baja (~40%) debido a la alta volatilidad relativa combinada con viscosidad moderada. En la práctica, para sistemas de petróleo con $\alpha_{\mu L} > 2$, se prefieren empaques o columnas de pared divisoria para mejorar la transferencia de masa.

Nivel 2: Análisis y síntesis

Ejercicio 6.11.3

Enunciado: Diseñe preliminarmente una torre atmosférica para procesar 150,000 bbl/d de crudo ligero (API 38). Estime:

- Número de platos por sección
- Diámetro de la torre
- Consumo energético del horno
- Esquema de control básico

Datos adicionales:

- Densidad del crudo: 835 kg/m³ (calculado de API)
- Temperatura de entrada al horno: 250°C
- Temperatura de entrada a torre: 370°C
- Fracción vaporizada: 75% (flash)
- Presión de tope: 1.2 atm
- Componentes principales: nafta (30%), kerosene (25%), diesel (30%), AGO (15%) en masa

Solución:

Datos base:

$$150,000 \text{ bbl/d} \times 159 \text{ L/bbl} \times 0.835 \text{ kg/L} = 19,925 \text{ t/d} = 829,000 \text{ kg/h}$$

Volumétrico: $150,000 \times 0.159 = 23,850 \text{ m}^3/\text{d} = 993 \text{ m}^3/\text{h} = 0.276 \text{ m}^3/\text{s}$

(a) Número de platos por sección

Sección	Producto	% masa	Corte TBP	Platos típicos	Separación
Rectificación superior	Nafta	30%	C5-150°C	20-24	Ligero/pesado nafta
Kerosene	Kerosene	25%	150-240°C	8-12	Nafta/kerosene
Diesel	Diesel	30%	240-360°C	12-16	Kerosene/diesel
AGO	AGO	15%	360-520°C	8-10	Diesel/AGO
Total		100%		50-65	

Seleccionamos **60 platos totales** con distribución: 22 (nafta) / 10 (kerosene) / 16 (diesel) / 8 (AGO) + 4 platos de strippers laterales

(b) Diámetro de la torre

Usando correlación de Souders-Brown en sección más cargada (kerosene/diesel):

Datos típicos sección media:

- Temperatura: $\sim 280^\circ\text{C} = 553 \text{ K}$
- Presión: $\sim 1.5 \text{ atm} = 152 \text{ kPa}$
- Densidad vapor (aprox. C12): $\rho_V \approx 4.5 \text{ kg/m}^3$
- Densidad líquido: $\rho_L \approx 700 \text{ kg/m}^3$
- Tensión superficial: $\sigma \approx 15 \text{ dyn/cm}$

Factor C_{sb} para platos de válvula, 24 in spacing: **0.09 m/s** (de figuras estándar)

$$u_{nf} = C_{sb} \sqrt{(\rho_L - \rho_V) / \rho_V} = 0.09 \sqrt{(700 - 4.5) / 4.5} = 0.09 \times 12.4 = 1.12 \text{ m/s}$$

Velocidad operativa: 80% de inundación = 0.896 m/s

Flujo de vapor en sección media:

- Aprox. 600,000 kg/h vapor = 166.7 kg/s
- Volumétrico: $166.7/4.5 = 37 \text{ m}^3/\text{s}$

Área requerida: $A = Q_v / u_{op} = 37 / 0.896 = 41.3 \text{ m}^2$

Diámetro: $D = \sqrt{(4A/\pi)} = \sqrt{(4 \times 41.3) / \pi} = 7.2 \text{ m}$

(c) Consumo energético del horno

Entalpía del crudo (uso correlación de Lee-Kesler simplificada o datos API):

Corriente	T (°C)	Entalpía (MJ/kg)
Crudo fresco	25	0.05
Crudo precalentado (recuperación)	250	0.55
Crudo a torre	370	0.95

Calor total requerido: $\Delta H_{\text{total}} = 0.95 - 0.05 = 0.90 \text{ MJ/kg}$

$Q_{\text{total}} = 829,000 \text{ kg/h} \times 0.90 \text{ MJ/kg} = 746,100 \text{ MJ/h} = 207 \text{ MW}$

Recuperación en intercambiadores crudo-producto (efectividad típica 75%):

- Productos calientes disponibles: nafta, kerosene, diesel, AGO
- Recuperación estimada: 65% del calor requerido = 135 MW

Calor del horno: $Q_{\text{horno}} = 207 - 135 = 72 \text{ MW}$

Con eficiencia horno 85%: $Q_{\text{combustible}} = 72 / 0.85 = 85 \text{ MW}$

Consumo de combustible (fuel oil, 42 MJ/kg):

$m'_{\text{comb}} = 85 \text{ MJ/s} / 42 \text{ MJ/kg} = 2.02 \text{ kg/s} = 7,270 \text{ kg/h}$

(d) Esquema de control básico

VARIABLE CONTROLADA ← VARIABLE MANIPULADA (Tipo de lazo)

NIVEL 1: Control básico de inventario

- |— Nivel de fondos de torre ← Flujo de residuo (LIC-01, PI)
- |— Nivel de acumulador de reflujo ← Reflujo a torre (LIC-02, PI)
- |— Presión de tope ← Venteo a gas no condensable (PIC-01, PI con override)

NIVEL 2: Control de calidad indirecto

- |— Temperatura de plato de nafta (TT-01) ← Reflujo total (FIC-01, Cascade)
- |— Temperatura de plato de kerosene (TT-02) ← Extracción kerosene (FIC-02)
- |— Temperatura de plato de diesel (TT-03) ← Extracción diesel (FIC-03)

NIVEL 3: Optimización (opcional)

- |— Punto de burbuja de nafta (analizador) ← Set point temperatura plato (AC-01)

Ejercicio 6.11.4

Enunciado: Compare el ahorro energético de una DWC vs. dos columnas convencionales para separar nafta/kerosene/diesel. Use datos de mercado peruano para precios de energía.

Datos:

- Flujo de alimentación: 100,000 kg/h
- Composición: 30% nafta, 35% kerosene, 35% diesel
- Precio energía eléctrica Perú: 0.12 USD/kWh (industrial 2024)

- Equivalente térmico: 1 kWh = 3.6 MJ
- Costo vapor de media presión: 25 USD/ton

Solución:

Configuración Convencional: Dos columnas en serie

Columna C1: Nafta/(Kerosene+Diesel)

└─ Destilado: Nafta (30,000 kg/h)

└─ Fondos: Kerosene+Diesel (70,000 kg/h) → Alimentación C2

Columna C2: Kerosene/Diesel

└─ Destilado: Kerosene (35,000 kg/h)

└─ Fondos: Diesel (35,000 kg/h)

Cálculo de requerimientos energéticos (método de Fenske-Underwood-Gilliland simplificado):

Parámetro	C1 (Nafta/Resto)	C2 (Kerosene/Diesel)
α promedio	2.5	1.8
R _{min}	1.2	1.5
R operativo	1.5	1.8
N etapas	25	35
Q rehovidor (MW)	28	32
Q condensador (MW)	26	30

Total, energía térmica: 28 + 32 = **60 MW** (rehovidores) + 56 MW (condensadores, servicios)

Costo energético anual (8,000 h/año):

Vapor requerido: 60 MW / 0.90 (efic. transferencia) = 66.7 MW térmico

$$m'_{\text{vapor}} = 66.7 \times 10^6 \text{ J/s} / 2000 \times 10^3 \text{ J/kg} = 33.4 \text{ kg/s} = 120 \text{ t/h}$$

$$\text{Costo vapor: } 120 \text{ t/h} \times 25 \text{ USD/t} \times 8,000 \text{ h} = \mathbf{24,000,000 \text{ USD/año}}$$

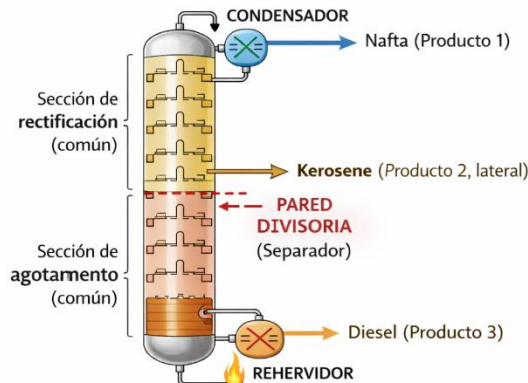
$$\text{Refrigeración: } 56 \text{ MW} \times (1/3.6) \times 0.12 \text{ USD/kWh} \times 8,000 \text{ h} = \mathbf{14,933,000 \text{ USD/año}}$$

Total, Columnas Convencionales: 38.9 MM USD/año

Figura 15 Configuración DWC: Columna de pared divisoria

Una sola columna con pared divisoria en sección de rectificación:

Figura 6.1. Configuración DWC: Columna de pared divisoria



Nota. Fuente: Adaptado de Petrucci, Herring, Madura y Bissonnette (2011, p. 726) y Perry's Chemical Engineers' Handbook (9th ed., 2019, p. 5-48).

Ahorro energético DWC:

- Un solo rehervidor: 45 MW (vs. 60 MW, **-25%**)
- Un solo condensador principal: 40 MW (vs. 56 MW total, **-29%**)
- Menor pérdida de presión: **-15%** en consumo de bombeo

Energía térmica total: 45 MW

$$\text{Costo vapor: } 90 \text{ t/h} \times 25 \times 8,000 = \mathbf{18,000,000 \text{ USD/año}}$$

$$\text{Refrigeración: } 40 \times (1/3.6) \times 0.12 \times 8,000 = \mathbf{10,667,000 \text{ USD/año}}$$

Total, DWC: 28.7 MM USD/año

Comparación y análisis:

Concepto	Convencional	DWC	Ahorro
Inversión CAPEX	25 MM USD	35 MM USD	-10 MM USD
OPEX energía/año	38.9 MM USD	28.7 MM USD	10.2 MM USD/año
Payback adicional	—	—	0.98 años

Conclusión: La DWC recupera la inversión adicional en aproximadamente 1 año. Para una vida útil de planta de 20 años, el valor presente neto del ahorro es significativo:

$$VAN_{\text{ahorro}} = 10.2 \times (1 - (1 + 0.12)^{-20}) / 0.12 - 10 = 76 - 10 = \mathbf{66 \text{ MM USD}}$$

Nota: La DWC es tecnología madura (UOP, Linde, Sulzer) con más de 200 instalaciones en operación mundial, principalmente en separaciones de 3 productos con volatilidades intermedias.

Nivel 3: Optimización con restricciones

Ejercicio 6.11.5

Enunciado: Formule un problema de programación lineal para maximizar el margen de una unidad de destilación con las siguientes restricciones:

- Disponibilidad de crudos: 50% ligero (API 35), 50% pesado (API 25)
- Capacidad de torre: 200,000 bbl/d
- Demanda mínima de gasolina: 30% de producción
- Máximo residuo: 25% (por capacidad de unidades aguas abajo: FCC, Coker)

Datos de rendimiento típicos (% volumen sobre crudo):

Producto	Crudo Ligero (API 35)	Crudo Pesado (API 25)	Precio (USD/bbl)
Gasolina	32%	18%	85
Kerosene	12%	8%	80
Diesel	24%	15%	78
AGO	18%	12%	75
Residuo	14%	47%	60

Costo de crudo: Ligero 75 USD/bbl, Pesado 65 USD/bbl

Solución:

Variables de decisión:

Variable	Definición	Unidad
F_L	Flujo de crudo ligero	bbl/d
F_P	Flujo de crudo pesado	bbl/d
G_L, G_P	Gasolina ligera/pesada	bbl/d
K_L, K_P	Kerosene ligero/pesado	bbl/d
D_L, D_P	Diesel ligero/pesado	bbl/d
A_L, A_P	AGO ligero/pesado	bbl/d
R_L, R_P	Residuo ligero/pesado	bbl/d

Función objetivo: Maximizar margen

$$\text{Max } Z = 85(G_L + G_P) + 80(K_L + K_P) + 78(D_L + D_P) + 75(A_L + A_P) + 60(R_L + R_P) - 75F_L - 65F_P$$

Sujeta a:

Restricciones de balance de masa por componente (rendimientos fijos):

$$G_L = 0.32F_L, G_P = 0.18F_P$$

$$K_L = 0.12F_L, K_P = 0.08F_P$$

$$D_L = 0.24F_L, D_P = 0.15F_P$$

$$A_L = 0.18F_L, A_P = 0.12F_P$$

$$R_L = 0.14F_L, R_P = 0.47F_P$$

Restricciones operativas:

$$(1) \text{ Capacidad de torre: } F_L + F_P \leq 200,000$$

$$(2) \text{ Disponibilidad de crudos (1:1): } F_L = F_P \text{ o } F_L \leq 100,000, F_P \leq 100,000$$

$$(3) \text{ Demanda mínima gasolina: } G_L + G_P / F_L + F_P \geq 0.30$$

$$(4) \text{ Máximo residuo: } R_L + R_P / F_L + F_P \leq 0.25$$

$$(5) \text{ No negatividad: } F_L, F_P, G_L, G_P, K_L, K_P, D_L, D_P, A_L, A_P, R_L, R_P \geq 0$$

Simplificación sustituyendo rendimientos:

Sustituimos las variables de producto en términos de F_L y F_P :

$$Z = [85(0.32) + 80(0.12) + 78(0.24) + 75(0.18) + 60(0.14) - 75]F_L +$$

$$[85(0.18) + 80(0.08) + 78(0.15) + 75(0.12) + 60(0.47) - 65]F_P$$

$$Z = [27.2 + 9.6 + 18.72 + 13.5 + 8.4 - 75]F_L + [15.3 + 6.4 + 11.7 + 9.0 + 28.2 - 65]F_P$$

$$Z = 2.42F_L + 5.60F_P$$

Restricciones simplificadas:

$$(3) \text{ Gasolina: } 0.32F_L + 0.18F_P / F_L + F_P \geq 0.30$$

$$0.32F_L + 0.18F_P \geq 0.30F_L + 0.30F_P$$

$$0.02F_L \geq 0.12F_P$$

$$F_L \geq 6F_P$$

$$(4) \text{ Residuo: } 0.14F_L + 0.47F_P / (F_L + F_P) \leq 0.25 \quad 0.14F_L + 0.47F_P \leq 0.25F_L + 0.25F_P$$

$$0.22F_P \leq 0.11F_L \quad 2F_P \leq F_L$$

Resolución gráfica/analítica:

De (3): $F_L \geq 6F_P$ De (4): $F_L \geq 2F_P$ De (2): $F_L \leq 100,000$, $F_P \leq 100,000$ De (1): $F_L + F_P \leq 200,000$

La restricción más restrictiva es $F_L \geq 6F_P$.

Para maximizar $Z = 2.42F_L + 5.60F_P$, notamos que el coeficiente de F_P (5.60) es mayor que el de F_L (2.42), por lo que preferimos usar **máximo crudo pesado posible**.

Verificación factibilidad: Si $F_P = 100,000$ (máximo), entonces $F_L \geq 600,000$, pero esto viola $F_L \leq 100,000$.

Por tanto, el límite es $F_L=100,000$, y de $F_L \geq 6F_P$: $F_P \leq 100,000/6=16,667$ bbl/d

Verificando restricción (1): $100,000+16,667=116,667 \leq 200,000$ ✓

Verificando restricción (4): $100,000 \geq 2 \times 16,667=33,334$ ✓

Verificando gasolina: $(0.32 \times 100,000 + 0.18 \times 16,667) / 116,667 = (32,000 + 3,000) / 116,667 = 30.0\%$ ✓ (límite exacto)

Solución óptima:

Variable	Valor óptimo
FL^*	100,000 bbl/d
FP^*	16,667 bbl/d
Total, alimentación	116,667 bbl/d

Margen máximo: $Z^* = 2.42(100,000) + 5.60(16,667) = 242,000 + 93,335 = 335,335$ USD/d

Producción de gasolina: $G^* = 0.32(100,000) + 0.18(16,667) = 32,000 + 3,000 = 35,000$ bbl/d (30%)

Residuo producido: $R^* = 0.14(100,000) + 0.47(16,667) = 14,000 + 7,833 = 21,833$ bbl/d (18.7% < 25%) ✓

Análisis de sensibilidad:

¿Qué pasa si relajamos la restricción de disponibilidad 50-50?

Si FP puede aumentar a 25,000 bbl/d (relación 4:1):

- Verificar $F_L \geq 6F_P = 150,000 > 100,000$ (no factible)
- Límite sigue siendo $F_L=100,000$, $F_P=16,667$

El **cuello de botella** es la restricción de disponibilidad de crudo ligero. Si se pudiera aumentar la proporción de ligero, el margen mejoraría porque la gasolina es el producto de mayor valor.

Nivel 4: Solución de problemas

Ejercicio 6.11.6

Enunciado: Una refinería reporta que la temperatura de fondos de la torre de vacío ha subido 15°C en un mes, manteniendo la presión. El análisis muestra aumento de CCR en el VGO. Diagnostique el problema y proponga soluciones de corto y largo plazo.

Datos adicionales:

- Torre de vacío diseñada para: fondos a 400°C, 30 mmHg
- Condición actual: 415°C, 30 mmHg
- CCR en VGO diseño: 8-12%, actual: 15-18%
- Producción de VGO ha caído 8%
- Presión de vacío medida en condensador: 28 mmHg

Solución:

Diagnóstico sistemático:

Paso 1: Análisis de la información

Síntoma	Indicador probable
T fondos ↑ con P constante	Mayor resistencia térmica o cambio en composición de alimentación
CCR en VGO ↑	Mayor fracción pesada en "VGO", es decir, separación deficiente
Caída producción VGO	Pérdida de eficiencia de separación
P condensador = 28 mmHg (cerca de diseño 25-30 mmHg)	Sistema de vacío operando, pero posible ΔP en torre

Hipótesis principal: Incremento de caída de presión en la torre ($\Delta P \uparrow$) debido a **fouling en empaques o platos**, causando:

- Mayor presión parcial en fondos para mantener vacío en tope
- Temperatura efectiva de ebullición aumenta (ley de Clausius-Clapeyron)

- Separación deficiente: material que debería ir a fondos sube con el VGO
- CCR del VGO aumenta porque incluye más material pesado

Paso 2: Verificación de hipótesis

Mediciones adicionales necesarias:

Medición	Valor esperado si fouling	Valor si otra causa
ΔP a través de empaques	> 10-15 mmHg (diseño ~5 mmHg)	Normal
Perfil de temperatura en torre	Gradiente anormal, saltos	Gradiente suave
Análisis de VGO por fracciones	Aumento de >540°C material	Composición normal
Inspección visual (cámara)	Depósitos oscuros, coque	Limpio

Causa raíz confirmada: Fouling por coque en empaques estructurados, probablemente debido a:

- Operación previa cerca del límite térmico (degradación térmica)
- Presencia de olefinas o componentes inestables en alimentación
- Velocidad de vapor baja en zonas de bajo flujo (mala distribución)

Soluciones:

Corto plazo (operación continua):

Acción	Implementación	Riesgo
Reducir temperatura de fondos a 405°C	Menor ΔT , menor tasa de coking	Pérdida de producción ~5%
Aumentar ratio de stripping steam	Mejor eficiencia de separación	Mayor carga en sistema de vacío
Inyectar inhibidor de coke	50-100 ppm aditivo	Costo, verificación de compatibilidad
Bypass parcial de horno (si disponible)	Reducir severidad térmica	Requiere modificación de piping
Monitoreo intensivo de CCR cada 8h	Detección temprana de degradación	—

Objetivo corto plazo: Estabilizar operación, evitar degradación acelerada,

planificar parada.

Largo plazo (parada de mantenimiento):

Acción	Descripción	Beneficio esperado
Limpieza mecánica de empaques	Hidrolavado a alta presión, o reemplazo	Recuperación 100% capacidad
Reemplazo por empaques mejorados	Mayor área específica, mejor distribución	+15% capacidad, menor ΔP
Revisión de sistema de distribución	Platos redistribuidores cada 3-4 m	Uniformidad de flujo, menos hot spots
Modificación de geometría	Aumentar diámetro en sección de stripping	Menor velocidad, menos arrastre
Sistema de wash oil optimizado	Mejor cobertura de paredes, menos coke en pared	Extensión vida útil entre paradas

Cronograma sugerido:

- Parada programada: 4-6 semanas
- Frecuencia futura: cada 3-4 años (vs. 5-6 años actual) si no se mejora diseño

Análisis económico del problema:

Concepto	Valor
Pérdida producción VGO (8%)	$\sim 3,000 \text{ bbl/d} \times 75 \text{ USD} \times 30 \text{ días} = \mathbf{6.75 \text{ MM USD/mes}}$
Penalidad calidad VGO (CCR alto)	$\text{Descuento } 2\text{-}3 \text{ USD/bbl} \times 35,000 \text{ bbl/d} \times 30 \text{ d} = \mathbf{2.1\text{-}3.2 \text{ MM USD/mes}}$
Pérdida total aproximada	$\sim 9 \text{ MM USD/mes}$
Costo de parada programada (4 semanas)	$\sim 2\text{-}3 \text{ MM USD}$
Beneficio neto de acción rápida	$\sim 6 \text{ MM USD/mes}$

MEDIDAS PREVENTIVAS FUTURAS:

1. **Control predictivo:** Modelo de fouling basado en ΔP acumulado
2. **Monitoreo en línea:** Analizador de CCR en VGO (tiempo real vs. laboratorio)
3. **Optimización de corte:** Reducir fracción $>540^\circ\text{C}$ en alimentación a vacío
4. **Diseño de bypass:** Permitir operación con empaques parciales en emergencia

RESUMEN DE SOLUCIONES

Ejercicio	Tema principal	Técnica/Herramienta clave	Resultado destacado
6.11.1	Diseño McCabe-Thiele	Volatilidad relativa constante	19 platos teóricos
6.11.2	Eficiencia real	Correlación O'Connell	40% eficiencia, 26 platos reales
6.11.3	Diseño preliminar torre	Souders-Brown, balances energía	Diámetro 7.2 m, horno 85 MW
6.11.4	Intensificación procesos	Comparación DWC vs. convencional	Ahorro 10.2 MM USD/año, VAN 66 MM USD
6.11.5	Optimización LP	Programación lineal, restricciones múltiples	Mezcla óptima 86% ligero/14% pesado
6.11.6	Troubleshooting operativo	Análisis sistemático de síntomas	Fouling en empaques,

Condiciones de operación

Torre	Presión	T entrada	Productos principales
Atmosférica	1 atm	370 °C	Nafta, kerosene, diesel
Vacío	30–50 mmHg	420 °C	HGO, vacío residuo

Figura 16 Diagrama de torre atmosférica (descripción)

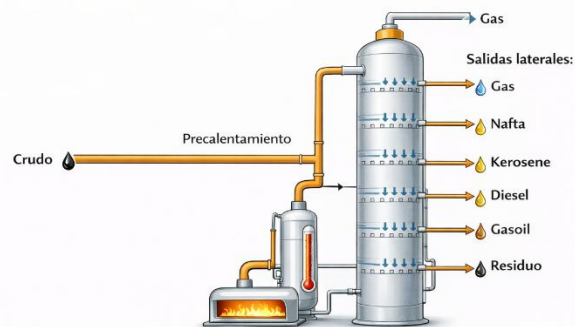
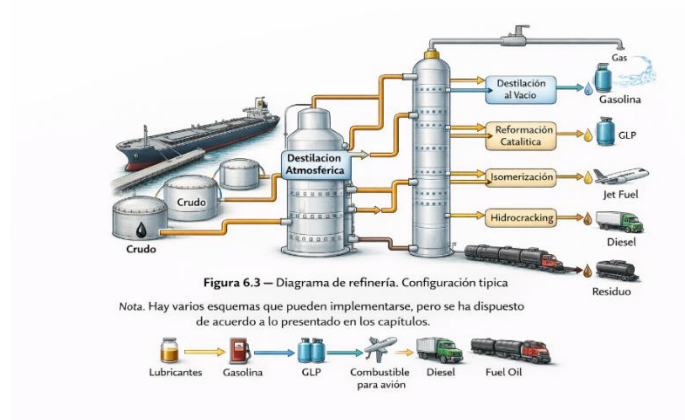


Figura 6.2— Diagrama de torre atmosférica

Crudo → Precalentamiento → Horno → Torre → Salidas laterales:
Gas, Nafta, Kerosene, Diesel, Gasoil, Residuo

Nota. Fuente: Adaptado de Speight (2014, p. 180).

Figura 17 Diagrama de refinería. Configuración típica.



Ejercicio 6.11.6

Enunciado: Calcular número de platos teóricos para separar nafta (50–200 °C) de kerosene (200–260 °C)

Datos: Reflujo $R = 3$, $\alpha = 2.5$, $X_{\text{destilado}} = 0.95$, $X_{\text{residuo}} = 0.05$

Método: McCabe-Thiele

Solución:

$$N_{\min} = \log [(0.95/0.05) / (0.05/0.95)] / \log (2.5) \approx 7.2 \rightarrow 8 \text{ platos}$$

Ejercicio 6.11.7

Enunciado: Una refinería convencional usa dos torres para separar nafta, kerosene y diesel, consumiendo 100 MW térmicos. Calcular el ahorro energético anual (kWh) si se reemplaza por una DWC con 30% de eficiencia mejorada, operando 8,000 h/año.

Solución: Ahorro energético = $100 \text{ MW} \times 0.30 = 30 \text{ MW}$ Energía anual ahorrada = $30,000 \text{ kW} \times 8,000 \text{ h} = 240,000,000 \text{ kWh/año}$

Ejercicio 6.11.8: Diseño de Columna de Platos Reales

Enunciado: Una refinería requiere separar nafta (destilado entre 35-150°C) del kerosene (150-240°C) de un crudo ligero. Se dispone de los siguientes datos:

Alimentación: 50,000 bbl/día (densidad 0.78 kg/L)

Recuperación de nafta: 95% (molar)

Recuperación de kerosene en colas: 98% (molar)

Volatilidad relativa promedio (α): 2.1

Eficiencia del plato (Murphree): 70%

Presión en tope: 1.2 atm

Determine: a) Número de platos teóricos necesarios (método McCabe-Thiele simplificado) b) Número real de platos requeridos c) Ubicación del plato de alimentación

Solución:

Datos: $x_D=0.95$ (fracción de nafta en destilado), $x_B=0.02$ (fracción de nafta en colas), $x_F=0.45$ (fracción en alimentación)

Usando Fenske para platos mínimos: $N_{min} = \ln(\alpha) \ln \left[\frac{1-x_D x_D \cdot x_B}{1-x_B} \right] = \ln(2.1) \ln [0.050.95 \cdot 0.020.98] = 0.742 \ln(931) \approx 9.5$ platos

Con reflujo operativo $R=1.5 \cdot R_{min}$ (típico), usando correlación de Gilliland obtenemos $N \approx 16$ platos teóricos.

Platos reales: $N_{real} = 0.7016 \approx 23$ platos

Ubicación de alimentación (regla de Kirkbride): Plato 10 desde el fondo.

CAPÍTULO 7

QUÍMICA DEL PETRÓLEO

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la composición molecular del petróleo.
- Clasificar químicamente los hidrocarburos presentes en el crudo.
- Relacionar estructura molecular con comportamiento en refinación.
- Identificar compuestos problemáticos para procesos catalíticos.
- Reconocer variables que afectan la actividad y vida útil de catalizadores.

Para comprender qué pasa en las secciones de conversión de una refinería (por ejemplo, de craqueo catalítico, reformación catalítica, etc.) debemos revisar brevemente la química del petróleo.

El petróleo crudo es una mezcla compleja compuesta principalmente por hidrocarburos formados por carbono e hidrógeno, acompañados por compuestos que contienen azufre, nitrógeno, oxígeno y metales traza.

Desde el punto de vista químico-industrial, la estructura molecular de los hidrocarburos determina:

- estabilidad térmica,
- reactividad química,
- calidad de combustibles,
- comportamiento catalítico,
- tendencia a formación de coque.

La composición química del petróleo define:

- selección de procesos de refinación,
- rendimiento de productos,
- estabilidad operativa,
- requerimientos ambientales,
- vida útil de catalizadores.

Comprender la química molecular permite optimizar la conversión energética del crudo.

7.1 CLASIFICACIÓN QUÍMICA DEL PETRÓLEO

El petróleo crudo está formado por una mezcla compleja de hidrocarburos y compuestos heteroatómicos cuya naturaleza química determina su comportamiento durante los procesos de refinación. Desde el punto de vista estructural, los hidrocarburos en el crudo se clasifican principalmente en parafinas, naftenos, olefinas y aromáticos. Esta clasificación permite comprender la reactividad química del petróleo y constituye la base para el diseño de procesos catalíticos y térmicos empleados en la conversión de fracciones pesadas en productos de mayor valor comercial.

Los hidrocarburos presentes en el petróleo se agrupan en cuatro familias principales:

1. Alcanos o parafinas
2. Naftenos
3. Aromáticos
4. **Olefinas** (principalmente productos de procesos de refinación)

Adicionalmente, el petróleo contiene fracciones pesadas:

- resinas,

- asfaltenos,
- compuestos heteroatómicos.

La proporción relativa de estas familias define el tipo de crudo y su comportamiento industrial.

Tabla 17 Distribución SARA

Fracción	Características
Saturados	Alcanos y cicloalcanos
Aromáticos	Compuestos bencénicos
Resinas	Moléculas polares
Asfaltenos	Alta masa molecular

Nota. Elaboración propia con base en literatura de refinación de petróleo, análisis de crudos (crude assay) y planificación de refinerías, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser, Speight y enfoques de optimización mediante programación lineal aplicados en la industria de hidrocarburos.

7.2 ALCANOS O PARAFINAS

Los alcanos son hidrocarburos saturados con fórmula general: C_nH_{2n+2}

Características principales:

- enlaces simples carbono-carbono,
- alta estabilidad química,
- elevado contenido de hidrógeno,
- excelente calidad para combustibles.

Tipos:

- **n-parafinas:** cadenas lineales.
- **iso-parafinas:** cadenas ramificadas.

Importancia industrial:

- alto número de cetano en diésel,
- buena combustión,
- materia prima para reformado catalítico.

Sin embargo, las parafinas largas presentan tendencia a cristalización, afectando propiedades de flujo a baja temperatura.

El más básico es el metano (CH_4) seguido por etano (C_2H_6), propano (C_3H_8), butano (C_4H_{10}) etc. La fórmula general de los alcanos (parafinas) es $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$. Estos se conocen como hidrocarburos saturados que simplemente significan que todos los átomos de carbono están conectados por un simple enlace. Esto implica que la molécula está "saturada" con hidrógeno. Como resultado, no reaccionan con el hidrógeno.

Las variaciones en la estructura de los alcanos se originan en el orden en que los átomos están unidos uno a otro en una molécula. Esta diferente estructura, aunque tiene la misma fórmula molecular, tiene diferentes propiedades físicas. Las estructuras diferentes se llaman isómeros. Los alcanos conteniendo tres o menos átomos de carbono no tienen isómeros estructurales. Los alcanos con cuatro o más átomos de carbono sí tienen isómeros.

Como un ejemplo de la diferencia en propiedades físicas de los isómeros, nótese que el punto de ebullición del n-butano es de $-0.5\text{ }^\circ\text{C}$, mientras que el punto de ebullición del i-butano es $-12\text{ }^\circ\text{C}$. Cuando el número de carbonos en los alcanos se incrementa, se incrementa también los isómeros posibles. Por ejemplo, el pentano (C_5H_{12}) tiene tres isómeros estructurales, el hexano (C_6H_{14}) cinco, el heptano C_7H_{16} : 9 isómeros, el octano C_8H_{18} : 18 isómeros ¡y el decano ($\text{C}_{10}\text{H}_{22}$) 75!

7.3 NAFTENOS

Los naftenos son hidrocarburos saturados cíclicos con fórmula: C_nH_{2n}

Propiedades:

- mayor densidad que parafinas,
- buena estabilidad térmica,
- importantes precursores de aromáticos.

En procesos de reformado catalítico, los naftenos se deshidrogenan formando compuestos aromáticos de alto valor.

Los crudos nafténicos suelen presentar buenas características para producción de lubricantes.

Los naftenos son una clase de compuestos que son hidrocarburos saturados tipificados por una estructura molecular del tipo de anillo. Se conocen también como hidrocarburos cíclicos. Piense en ellos como una cadena de átomos de carbono doblados alrededor para formar un anillo con los átomos de carbono requeridos unidos a los carbonos. Cada carbono en el anillo tiene un enlace con los átomos de carbono en cada costado. También hay dos átomos de hidrógeno unidos a cada carbono

El compuesto metilciclopentano, está formado reemplazando un hidrógeno con un grupo metilo. Una serie entera de compuestos similares puede hacerse simplemente uniendo la cadena recta de hidrocarburos al hidrocarburo cíclico. Por ejemplo, si sustituimos un hidrógeno con un grupo etilo en el ciclopentano, obtenemos el metilciclopentano.

7.4 OLEFINAS Y AROMÁTICOS

Olefinas

Hidrocarburos insaturados con doble enlace: C_nH_{2n}

No se encuentran en cantidades significativas en crudo natural; se generan principalmente en:

- craqueo térmico,

- craqueo catalítico (FCC),
- procesos petroquímicos.

Son altamente reactivos y tienden a formar gomas y depósitos.

Aromáticos

Compuestos con anillos bencénicos conjugados.

Ejemplos:

- benceno,
- tolueno,
- xileno.

Características:

- alta densidad,
- elevado octanaje,
- estabilidad química.

Sin embargo, presentan mayores emisiones aromáticas y restricciones ambientales en combustibles.

Hasta ahora, hemos discutido hidrocarburos con cadenas rectas, ramificadas y cíclicas, saturadas. Para completar esta sección debemos incluir a los hidrocarburos insaturados. Los hidrocarburos insaturados no tienen el complemento completo de átomos de hidrógeno unidos a los átomos de carbono. Como resultado, se forman enlaces dobles carbono-carbono. Cuando estos hidrocarburos son cadenas rectas o ramificadas, se llaman olefinas. Cuando son cíclicos se llaman aromáticos. Las olefinas son muy inestables y por ende muy reactivas. Esta cualidad las hace deseables como formadoras de bloques en la industria petroquímica.

Probablemente las más conocidas formadores de bloques son el etileno (C_2H_4) y

propileno (C_3H_6).

Es importante anotar que las olefinas no se encuentran naturalmente en el petróleo crudo. Se obtienen a través del proceso de craqueo en la refinería, y como tal puede ser de utilidad al refinero.

Los hidrocarburos insaturados cíclicos son conocidos como aromáticos. El más conocido es el benceno (C_6H_6). El benceno se ha concebido como el ciclohexano con un átomo de hidrógeno removido en cada carbono. El enlace que se pierde se reemplaza por un doble enlace carbono-carbono sobre cada otro átomo de carbono. Otro aromático bien conocido es el tolueno (C_7H_8). Se forma simplemente removiendo uno de los átomos de hidrógeno y substituyéndolo con un grupo metilo. Como fue el caso para los naftenos, una serie entera de compuestos se pueden formar reemplazando uno o más átomos de hidrógeno con un grupo funcional. Por ejemplo, el etilbenceno, se forma cuando un grupo etilo reemplaza al hidrógeno en el anillo bencénico. El etilbenceno es un intermediario en la producción de poliestireno. Como las olefinas, los aromáticos son altamente reactivos y son por esto deseables como materia prima para procesos químicos. El benceno reacciona con el cumeno para formar acetona y con el ciclohexano para formar ácido adípico, precursor del nylon.

7.5 VARIABLES DE CONTROL Y VENENOS DE CATALIZADORES

Los procesos de refinación moderna dependen críticamente de catalizadores sólidos.

Variables operativas clave

- temperatura de reacción,
- presión parcial de hidrógeno,
- tiempo de residencia,
- relación hidrógeno/hidrocarburo,
- acidez del catalizador.

Desactivación catalítica

Los catalizadores pierden actividad debido a:

- deposición de coque,
- sinterización,
- contaminación química.

Venenos de catalizadores

Elementos que reducen permanentemente la actividad:

- azufre (S),
- nitrógeno (N),
- metales pesados (Ni, V),
- arsénico,
- compuestos organometálicos.

Por esta razón, los procesos de **hidrotratamiento** preceden a unidades catalíticas críticas.

Más allá de la estructura molecular, el control de calidad en refinería depende de parámetros críticos como el **Punto de Fluidez (Pour Point)**, que define las limitaciones de transporte y bombeo. Asimismo, la presencia de contaminantes metálicos como el **Vanadio y el Níquel** debe ser monitoreada estrictamente; estos elementos no solo afectan la calidad del producto final, sino que actúan como venenos irreversibles para los catalizadores en las unidades de Craqueo Catalítico (FCC), promoviendo la formación indeseada de hidrógeno y coque, lo que reduce la eficiencia operativa de la planta.

En este aspecto es necesario controlar parámetros de control de calidad que afectan directamente la operación de las unidades:

- **Gravedad API:** Escala arbitraria donde el agua tiene un valor de 10. Se calcula

como $API = (141.5 / SG) - 131.5$. Un crudo con mayor API es más ligero y generalmente más valioso.

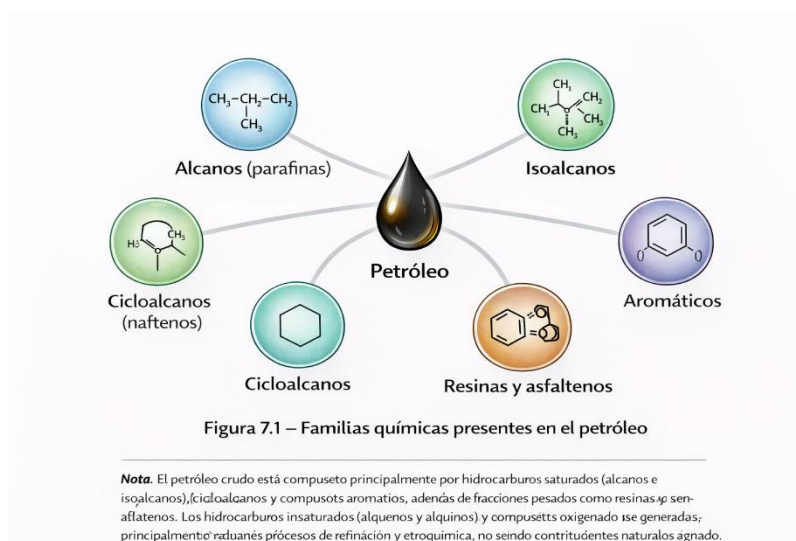
- **Contenido de Azufre y Nitrógeno:** Cruciales para determinar la severidad necesaria en las unidades de hidrotratamiento y la vida útil de los catalizadores.
- **Metales (Vanadio, Níquel, Hierro):** Actúan como venenos para los catalizadores de Craqueo Catalítico (FCC), aumentando la producción de hidrógeno y coque.
- **Punto de Fluidéz (Pour Point):** Temperatura más baja a la que el crudo deja de fluir, esencial para el diseño de tuberías y sistemas de bombeo.

Tabla 18 Puntos de ebullición

Compuesto	Fórmula	T ebullición (°C)
n-butano	C ₄ H ₁₀	-0.5
benceno	C ₆ H ₆	80
tolueno	C ₇ H ₈	111

Nota. Elaboración propia con base en datos fisicoquímicos reportados en literatura estándar de química e ingeniería química, incluyendo Perry's Chemical Engineers' Handbook y bases de datos termodinámicas de hidrocarburos.

Figura 18 Familias químicas presentes en el petróleo



Nota. Fuente: Adaptado de Tissot y Welte (1984); Speight (2014); Hunt (1996); Gary, Handwerk y Kaiser (2007).

7.6. Ejercicios

Ejercicio 7.1 (resuelto)

Enunciado: Clasificar los siguientes compuestos:

a) $C_6H_{12} \rightarrow$ **Cicloalcano**

b) $C_6H_6 \rightarrow$ **Aromático**

c) $C_4H_8 \rightarrow$ **Olefinas**

Ejercicio 7.2 (resuelto)

Un crudo presenta la siguiente composición:

- Parafinas: 55 %
- Naftenos: 25 %
- Aromáticos: 20 %

Determine el comportamiento esperado en refinación.

Solución:

- Alto contenido parafínico $\rightarrow$ buena calidad para combustibles.
- Presencia moderada de naftenos $\rightarrow$ favorable para reformado.
- Aromáticos moderados $\rightarrow$ buen número de octano.

Conclusión: crudo adecuado para producción de gasolina y diésel con requerimientos moderados de conversión.

Ejercicios propuestos

1. Explique por qué las olefinas no se encuentran en grandes cantidades en el

petróleo crudo.

2. Compare estabilidad térmica entre parafinas y aromáticos.
3. Analice el impacto del azufre sobre catalizadores de reformado.

problema de diseño

Un crudo pesado presenta alto contenido de metales Ni y V.

Determine:

- a) riesgo operativo en FCC,
- b) tratamiento previo necesario,
- c) estrategia de protección catalítica.

CAPÍTULO 8

CATÁLISIS

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el papel de la catálisis en la refinación moderna.
- Analizar propiedades físicas y químicas de catalizadores industriales.
- Evaluar fenómenos de difusión y transporte en catalizadores poroso.
- Modelar la desactivación catalítica.
- Diseñar reactores considerando pérdida de actividad.
- Comprender procesos industriales de regeneración catalítica.

¿Qué es un catalizador? La definición genérica indica que es una sustancia que incrementa la velocidad de reacción sin ser consumida apreciablemente en el proceso. Sin embargo, es necesario ser cuidadoso con la definición. La estructura superficial puede cambiar significativamente durante la reacción, pero no hay relación estequiométrica entre este cambio y la estequiometría global de la reacción. Es importante anotar que un catalizador no puede cambiar el equilibrio de una reacción como lo define la termodinámica, pero acelera la aproximación al equilibrio.

La catálisis constituye el corazón tecnológico de la refinación del petróleo. Más del 90 % de los procesos modernos utilizan catalizadores sólidos para acelerar reacciones químicas, mejorar selectividad y reducir consumo energético.

Procesos catalíticos clave en refinación son:

- FCC,
- hidrotratamiento,

- hidrocracking,
- reformado catalítico,
- alquilación.

Los procesos catalíticos importantes pueden ser agrupados en las siguientes categorías:

- deshidrogenación (estireno de etilbenceno) hidrogenación (ciclohexano de benceno) oxidación (anhídrido maleico de butano)
- catálisis ácida (craqueo catalítico, reformación, hidrocrqueo)
- reacciones de gas de síntesis (producción de metanol)
- misceláneos (reacción de Claus, reacción del gas de agua, hidrodesulfurización).

8.1 FUNDAMENTOS DE CATÁLISIS EN REFINACIÓN

Un catalizador incrementa la velocidad de reacción al proporcionar una ruta alternativa de menor energía de activación sin consumirse permanentemente.

Las reacciones ocurren sobre **sitios activos superficiales** donde se adsorben las moléculas reaccionantes.

La velocidad de reacción catalítica puede expresarse mediante la ecuación de Arrhenius:

$$k = A e^{(-E_a/RT)}$$

donde:

k = constante de velocidad

E_a = energía de activación

R = constante universal de gases

T = temperatura absoluta

8.1.1 Superficie del Catalizador.

La superficie del catalizador es donde ocurren los eventos en una reacción catalítica. La superficie es no-uniforme o heterogénea. También la química del catalizador puede cambiar sobre su superficie. Así, se puede esperar que sólo algunos puntos o locaciones en el catalizador contribuyan efectivamente a la reacción. Estas locaciones se llaman centros activos o sitios.

Actividad y Selectividad. Como su nombre lo indica, el centro activo tiene una cierta actividad asociada con él. La actividad del catalizador se refiere a la velocidad a la cual el catalizador causa una reacción hacia el equilibrio. La otra característica importante es la selectividad para un cierto producto de reacción, normalmente algún producto intermediario. Por ejemplo, conocemos que, si hacemos reaccionar butano y oxígeno, se forman productos de combustión total (CO_2 y agua). Sin embargo, usando un catalizador apropiado, estos reactantes pueden producir también anhídrido maleico. La relación de anhídrido maleico a CO_2 representa la selectividad del catalizador para el producto deseado, anhídrido maleico.

La actividad catalítica depende directamente del área superficial disponible.

Los catalizadores FCC frescos presentan áreas superficiales de 200–400 m^2/g , medidas mediante el método BET (adsorción de N_2). La zeolita Y pura puede superar los 700 m^2/g ; el catalizador de equilibrio (e-cat) presenta 100–200 m^2/g después de ciclos de regeneración.

8.1.2 Desactivación del Catalizador.

Durante la operación, la actividad disminuye debido a:

- formación de coque,
- sinterización térmica,
- deposición de metales,
- contaminación química.

La desactivación determina la economía del proceso.

Un catalizador puede perder su actividad o su selectividad con el tiempo. Esto se conoce como desactivación. Hay cuatro causas generales para esto: Envenenamiento- una impureza en la alimentación (por ejemplo, azufre) reduce la actividad o la selectividad.

Incrustación- un bloqueo físico de los sitios activos por material sólido (por ejemplo, coque).

Sinterización- proceso físico que reduce el área catalítica superficial (por ejemplo, atricción).

La pérdida de Especies Activas- la reacción superficial en la que las especies activas superficiales se convierten en especies no activas.

8.1.3. Catalizadores Ácidos.

Las zeolitas actúan como catalizadores ácidos sólidos.

Tipos de sitios:

- ácidos de Brønsted,
- ácidos de Lewis.

Favorecen:

- craqueo,
- isomerización,
- aromatización.

De la lista de la sección 8.1, podemos ver que tres importantes procesos de refinación dependen de reacciones catalizadas por ácidos. Los catalizadores ácidos consisten de sitios ácidos, los cuales, aunque en la fase sólida, exhiben propiedades similares a los ácidos en la fase acuosa. Por ejemplo, la titulación con una base neutraliza la acidez del sitio ácido. Los catalizadores ácidos forman iones carbonio o carbocationes de los hidrocarburos. Los iones carbonio son importantes como intermediarios en los

procesos de craqueo e isomerización. Los iones carbonio son hidrocarburos que portan una carga neta positiva que se forma por interacción de los hidrocarburos con un sitio ácido. Por ejemplo, la fórmula molecular de unión carbonio es $\text{CH}_3\text{CH}^+\text{CH}_2\text{CH}_2(\text{CH}_2)_n\text{CH}_3$. La fórmula también indica los enlaces carbono-carbono en las posiciones alfa y beta relativos al átomo de carbono cargado positivamente. Cuando tiene lugar una reacción de craqueo, el ión carbonio sufre una fisión o craqueo, en la posición beta para formar una olefina alfa y un nuevo ión carbonio. Escrito en términos de fórmula molecular, la reacción de craqueo aparece como:



El nuevo ión carbonio continúa reaccionando hasta que choca con otro ión carbonio. Esto termina las reacciones de estos iones particulares por el momento, pero la parafina resultante que se forma por la reacción puede ser nuevamente craqueada.

Los catalizadores aceleran reacciones sin consumirse. En refinación se usan sólidos porosos como zeolitas, alúmina, metales soportados.

Los catalizadores de NiMo y CoMo soportados en alúmina han sido optimizados para alcanzar contenidos de azufre <10 ppm en combustibles” (Topsoe, 2023).

Tabla 19 Reacciones fundamentales del mecanismo carbocatiónico en el craqueo catalítico

Tipo de reacción	Esquema general	Descripción	Efecto en los productos
Formación de carbocatión	$\text{R}-\text{CH}_2-\text{CH}_2-\text{R}' \rightarrow \text{R}-\text{CH}^+-\text{CH}_2-\text{R}'$	El hidrocarburo se protona o interactúa con un sitio ácido del catalizador formando un carbocatión, que es el intermediario clave del proceso.	Inicia las reacciones de transformación del hidrocarburo.
β-escisión (craqueo)	$\text{R}-\text{CH}^+-\text{CH}_2-\text{R}' \rightarrow \text{R}-\text{CH}=\text{CH}_2 + \text{R}'^+$	El carbocatión se rompe en la posición β produciendo una olefina y un nuevo carbocatión más pequeño.	Produce olefinas ligeras y fracciones de menor peso molecular.
Isomerización	$\text{R}-\text{CH}^+-\text{CH}_2-\text{R}' \rightarrow \text{R}-\text{CH}(\text{CH}_3)-$	Rearreglo del carbocatión que produce estructuras	Aumenta el número de octano

	$\text{CH}_2\text{-R}^{'+}$	más ramificadas.	de la gasolina.
Transferencia de hidrógeno	Olefina + Carbocatión $\rightarrow$ Parafina + nuevo carbocatión	Transferencia de un hidrógeno entre moléculas adsorbidas en el catalizador.	Produce parafinas y aromáticos; reduce la concentración de olefinas.
Ciclamiento y aromatización	Parafinas o naftenos $\rightarrow$ Aromáticos + H_2	Formación de compuestos aromáticos mediante reacciones sucesivas de ciclización y deshidrogenación.	Incrementa el número de octano de la gasolina.
Formación de coque	Reacciones de condensación y polimerización	Polimerización de olefinas y aromáticos pesados sobre el catalizador.	Desactiva el catalizador y requiere regeneración.

Nota. Fuente: Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014).

8.2 CARACTERÍSTICAS FÍSICAS DEL CATALIZADOR

Las propiedades físicas controlan transporte de reactivos y eficiencia global. Las características físicas que se consideran son el área superficial del catalizador, la distribución de tamaño de partículas y la densidad de partícula del catalizador.

8.2.1. Área Superficial.

Una mayor área indica mayor número de sitios activos. Se determina típicamente por adsorción de nitrógeno.

Desde que la reacción catalizada tiene lugar en la superficie catalítica, es importante que se tenga tanta área superficial como sea posible. El área superficial se expresa normalmente como área superficial específica en unidades de m^2/g . Algunos catalizadores de craqueo tienen superficies específicas del orden de los $120 \text{ m}^2/\text{g}$. Por consiguiente, el catalizador debe ser muy poroso. Algunos catalizadores tienen 60% en de espacio vacío por volumen aproximadamente.

8.2.2. Distribución de Tamaño de Partículas.

Influye en: la caída de presión, en la transferencia de masa y en la estabilidad mecánica.

El tamaño (diámetro) de las partículas catalíticas impacta sobre la efectividad del

catalizador. El factor de efectividad se usa para cuantificar cuánta del área superficial del catalizador se usa. Básicamente, el catalizador debe ser lo suficientemente pequeño para que los reactantes puedan moverse de la fase gas a la superficie externa del catalizador y de allí difundir en los poros donde se produce la reacción. El diámetro promedio de partícula de los catalizadores de Craqueo Catalítico Fluido es de 75 micrones. Puede ser también importante tener una cierta cantidad de partículas finas de catalizador en la distribución para que se pueda tener una operación apropiada del reactor.

8.2.3. Densidad del Catalizador.

Es importante para el diseño de reactores, la fluidización y para el transporte neumático.

La densidad del Catalizador es importante cuando se considera las características de fluidización del catalizador. La combinación de diámetro de partícula y densidad nos da una idea de cómo el catalizador se comportará cuando se fluidiza.

8.2.4. Distribución de Volumen de Poro.

Define accesibilidad molecular. Los poros se clasifican en microporos (<2 nm), mesoporos (2–50 nm), macroporos (>50 nm).

El diámetro de los poros de un catalizador puede variar ampliamente. Esto es importante, ya que significa que las moléculas gaseosas muy grandes no pueden encontrar su paso a través de los poros y por lo tanto no pueden contactar el área superficial disponible. Por lo tanto, no es suficiente conocer sólo el área superficial específica y el volumen de poro. Se debe conocer también la distribución de radios de poro.

8.2.5. Determinación Experimental de las Propiedades Físicas del Catalizador

Hay una serie de experimentos que han sido desarrollados para determinar las características físicas del catalizador y se citan a continuación.

8.2.5.1. Método BET.

Se basa en la adsorción física de N_2 para determinar área superficial específica. Esta técnica se usa para determinar el área superficial específica del catalizador poroso.

Asume que la adsorción de un gas sobre la superficie del catalizador puede ser descrita con la isoterma BET. El nitrógeno es el más comúnmente usado ya que sus propiedades son bien conocidas y es de diámetro molecular relativamente pequeño. A través de una serie de experimentos de adsorción se obtienen los datos para el volumen de gas adsorbido a una particular presión parcial. Cuando se plotean estos datos, se pueden determinar los parámetros de la isoterma BET. Uno de los parámetros es el volumen de gas adsorbido sobre una monocapa en la superficie del catalizador. Convirtiendo esto a las moléculas de gas adsorbido y conociendo el área superficial cubierta por una molécula simple, podemos determinar el área superficial específica del catalizador.

8.2.5.2 Método del Mercurio-Helio.

Permite medir el volumen de poro, la densidad aparente y el tamaño de poros.

Esta técnica se usa para determinar la densidad y el volumen vacío de un catalizador. Se mide el volumen de helio desplazado por una masa conocida de catalizador, luego se determina el volumen de mercurio desplazado. A presión atmosférica, el mercurio no llena los poros del catalizador. Por tanto, la diferencia en los volúmenes desplazados corresponde al volumen de poro. Más aún, el volumen de helio desplazado es una medida del material sólido en el catalizador. De esto y de la masa de la muestra, se calcula la densidad de la fase sólida. Finalmente, la densidad de partícula se puede obtener dividiendo la masa total de la muestra del catalizador por el volumen de mercurio.

Nota: "Densidad de la fase sólida" se refiere al material sólido sólo en el catalizador, mientras que "densidad de partícula" se refiere al material sólido más el espacio vacío (por ejemplo, la partícula entera del catalizador).

8.2.5.3 Distribución del Volumen de Poro.

Se obtiene mediante técnicas de intrusión de mercurio y desorción de gases. La técnica más común para determinar la distribución del volumen de poro es la penetración de mercurio. Esta técnica se basa en la noción que la presión requerida para forzar al mercurio en los poros del catalizador se relaciona con el radio del poro. Para muy pequeños tamaños de poro (menores que 100 Angstroms) se requiere un aparato especial de alta presión para forzar al mercurio en los poros. Una alternativa a la penetración de

mercurio con alta presión es continuar con los experimentos de adsorción de nitrógeno hasta que la presión parcial del nitrógeno se aproxime a la presión de vapor de saturación. En este punto, los vacíos se llenan con nitrógeno condensado. Por tanto, se obtiene una isoterma de desorción disminuyendo incrementalmente la presión y midiendo la cantidad de nitrógeno desorbido en cada incremento. Esto es un ejemplo de un líquido que se evapora de un capilar, lo cual se correlaciona con el radio de ese capilar.

8.3 TRANSPORTE DE MASA Y DIFUSIÓN EN CATALIZADORES POROSOS.

El rendimiento catalítico no depende solo de la cinética química, sino también del transporte interno. Los mecanismos que intervienen son: difusión molecular, difusión de Knudsen, difusión efectiva. Se introduce el factor de efectividad (η) que cuando es < 1 indica limitaciones difusionales.

Las ecuaciones fundamentales del análisis de Thiele-Wheeler:

1. Módulo de Thiele (geometría esférica, reacción 1er orden):

$$\phi = (R/3) \cdot \sqrt{(k/D_{eff})}$$

donde: R = radio partícula [m], k = const. cinética 1er orden [s^{-1}],

$$D_{eff} = \text{difusividad efectiva} = D_{mol} \cdot (\varepsilon/\tau) \text{ [m}^2/\text{s]}$$

ε = porosidad del catalizador, τ = tortuosidad (típico 3–7)

2. Factor de efectividad (esfera):

$$\eta = (3/\phi^2) \cdot (\phi \cdot \coth(\phi) - 1)$$

$\rightarrow \eta \approx 1$ cuando $\phi < 0.3$ (control cinético)

$\rightarrow \eta \approx 3/\phi$ cuando $\phi > 3$ (control difusivo)

3. Criterio de Weisz-Prater (diagnóstico experimental):

$$C_{wp} = r_{obs} \cdot \rho_p \cdot R_p^2 / (D_{eff} \cdot C_s) < 0.3 \rightarrow \text{sin limitación difusiva}$$

Ej. FCC: $d_{\text{partícula}} \approx 75 \mu\text{m} \rightarrow R = 37.5 \mu\text{m}$; ϕ típicamente < 0.5 (control cinético dominante)

La estructura porosa del catalizador no solo determina sus propiedades físicas, sino también el transporte de reactivos y productos hacia y desde los sitios activos. En catalizadores industriales, las reacciones químicas ocurren en el interior de los poros, por lo que la difusión molecular y la transferencia de masa interna pueden controlar la velocidad global del proceso. La interacción entre cinética química y fenómenos difusionales da origen a limitaciones de transporte que influyen directamente en la efectividad del catalizador y en el diseño de reactores catalíticos industriales.

En los catalizadores industriales, las reacciones químicas no ocurren únicamente sobre la superficie externa de las partículas, sino principalmente dentro de su estructura porosa, donde se localizan los sitios activos. Por esta razón, el desempeño catalítico depende no solo de la actividad química intrínseca, sino también de los mecanismos de transporte de masa que permiten el acceso de los reactivos y la salida de los productos desde el interior del catalizador.

El transporte de especies químicas en medios porosos se realiza mediante procesos difusionales cuya naturaleza depende del tamaño de los poros, la presión de operación y las propiedades moleculares de los reactivos. En sistemas catalíticos se distinguen principalmente dos mecanismos de difusión: la difusión molecular y la difusión de Knudsen.

La difusión molecular predomina cuando el diámetro del poro es considerablemente mayor que la trayectoria libre media de las moléculas gaseosas. En este régimen, las colisiones entre moléculas gobiernan el transporte de masa y el comportamiento difusional puede describirse mediante las leyes clásicas de difusión en gases o líquidos. Este mecanismo es típico de catalizadores con macroporos o en condiciones de presión elevada.

Por otro lado, cuando el tamaño de los poros es comparable o menor que la trayectoria libre media molecular, las colisiones con las paredes del poro dominan el movimiento de las especies químicas, dando lugar a la denominada difusión de Knudsen. Este fenómeno es frecuente en catalizadores microporosos y mesoporosos utilizados en

procesos de refinación, como zeolitas empleadas en unidades FCC o en hidroprocesamiento.

La combinación de ambos mecanismos origina una resistencia al transporte dentro de la partícula catalítica conocida como resistencia intraparticular. Esta resistencia limita la velocidad con la que los reactivos alcanzan los sitios activos internos, provocando que la velocidad global observada sea menor que la velocidad cinética intrínseca de la reacción.

Para evaluar cuantitativamente este efecto se introduce el factor de efectividad (η), definido como la relación entre la velocidad real de reacción dentro de la partícula catalítica y la velocidad que se obtendría si toda la superficie activa estuviera expuesta a la concentración externa del reactivo. Valores de η menores que la unidad indican la presencia de limitaciones difusionales internas, las cuales pueden reducir significativamente la eficiencia del catalizador en condiciones industriales.

Las limitaciones internas dependen de múltiples variables, entre ellas el tamaño de partícula, la distribución del tamaño de poro, la temperatura de operación y la cinética de reacción. Reacciones rápidas en catalizadores con poros pequeños tienden a presentar fuertes gradientes de concentración internos, mientras que reacciones más lentas o catalizadores con mayor porosidad favorecen un aprovechamiento más uniforme del volumen catalítico.

Existe, por tanto, una relación directa entre el tamaño de poro y el tipo de reacción química. Reacciones que involucran moléculas voluminosas requieren estructuras mesoporosas o macroporosas que minimicen las restricciones difusionales, mientras que catalizadores microporosos proporcionan alta selectividad estructural, aunque pueden introducir limitaciones de transporte. El diseño moderno de catalizadores busca precisamente optimizar esta relación, equilibrando accesibilidad, selectividad y estabilidad operativa.

El análisis conjunto de la cinética química y los fenómenos difusionales constituye la base del diseño de reactores catalíticos industriales, ya que determina el tamaño óptimo de partícula, las condiciones de operación y la configuración del reactor empleada en procesos de refinación y petroquímica.

8.4 CINÉTICA DE DESACTIVACIÓN CATALÍTICA

La actividad catalítica varía con el tiempo. $a(t) = r(t) / r_0$ donde:

$a(t)$ = actividad relativa del catalizador en el tiempo t , $r(t)$ = velocidad de reacción en el tiempo t , r_0 = velocidad inicial de reacción (catalizador fresco)

$a(t) = 1 \rightarrow$ catalizador nuevo

$a(t) < 1 \rightarrow$ catalizador desactivándose

$a(t) \rightarrow 0 \rightarrow$ catalizador prácticamente inactivo

Modelo exponencial de desactivación catalítica:

$$a(t) = \exp(-k_d \cdot t)$$

Significado de los términos:

$a(t)$ = actividad del catalizador en el tiempo t

k_d = constante de desactivación catalítica

t = tiempo de operación

Este modelo asume que la pérdida de actividad es proporcional a la actividad restante del catalizador. Cuando aumenta el tiempo de operación:

la actividad disminuye gradualmente,

la conversión del reactor cae,

eventualmente se requiere regeneración o reemplazo del catalizador.

Forma equivalente usando velocidad de reacción:

$$r(t) = r_0 \cdot \exp(-k_d \cdot t)$$

donde r_0 es la velocidad inicial de reacción.

Este modelo es ampliamente utilizado en: FCC, hidrotratamiento, hidrocracking,

reformado catalítico porque permite estimar el tiempo óptimo de corrida (run length) del reactor.

Los modelos funcionales de desactivación (Fogler, 2016; Levenspiel, 1999) son:

1. Modelo exponencial (1er orden en desactivación):

$$a(t) = \exp(-k_d \cdot t)$$

→ HDS, reformado con catalizadores de Pt

2. Modelo hiperbólico:

$$a(t) = 1 / (1 + k_d \cdot t)$$

→ Craqueo con deposición de coque

3. Modelo de potencia generalizado:

$$da/dt = -k_d \cdot a^n$$

→ $n=1$ (exp), $n=2$ (hiperbólico), $n=1/2$ (reactivación)

4. Ecuación de Voorhies (FCC, deposición de coque):

$$C_c = A \cdot t_c^n$$

donde C_c = contenido de coque [%peso], t_c = tiempo de contacto [s]

Parámetros típicos FCC: $A \approx 0.44$, $n \approx 0.55$

5. Temperatura de run-length en HDS:

$$WABT = WABT_o + k_{deact} \cdot \text{día}_{\text{operación}}$$

(aumento típico: 0.5–1.5 °C/mes)

8.4.1 Mecanismos de desactivación en procesos de petróleo

Mecanismo	Descripción	Unidad afectada	Efecto observable
Coking	Depósito de carbono por	FCC, reforming,	Caída de

	reacciones de condensación/aromatización	hidrocraqueo	actividad, selectividad a coque
Envenenamiento por metales	Ni, V, Fe, Cu depositados sobre sitios ácidos	FCC, hidrotratamiento	Desactivación permanente, contaminación gasolina
Envenenamiento por azufre/nitrógeno	Adsorción irreversible de compuestos básicos	Hidrocraqueo ácido, reforming	Bloqueo de sitios metálicos
Sintering	Crecimiento de cristales de metal o soporte	Todos los procesos térmicos	Pérdida de área superficial, áreas metálicas
Vapor desaluminización	Pérdida de Al de la zeolita por steam	FCC, hidrocraqueo	Pérdida de acidéz, estabilidad estructural

8.4.2 Modelos cinéticos de desactivación

Modelos comunes: desactivación exponencial, modelo lineal, modelos dependientes de conversión.

Modelo de desactivación por coque (Voorhies, 1945):

$$da / dt = -k_d \cdot a^n \cdot C_c^m$$

Donde:

- a = actividad relativa ($a=k/k_0$)
- k_d = constante de velocidad de desactivación
- n = orden de reacción de desactivación (típicamente 1-3)
- C_c = concentración de coque en catalizador (% masa)
- m = orden respecto al coque (típicamente 1)

Modelo de tiempo en lecho equivalente:

Para regeneración continua (FCC), la actividad depende del tiempo de exposición

al feed:

$$a = \exp(-k_d \cdot t_c)$$

Donde t_c = tiempo de contacto catalizador-aceite

Ejemplo 8.4:

Un catalizador de FCC pierde 30% de su actividad en 5 minutos de tiempo de contacto. Estime la constante de desactivación y prediga la actividad a 2 minutos.

Solución: $a = 0.70 = \exp(-k_d \times 5)$

$$\ln(0.70) = -5k_d$$

$$k_d = 0.071 \text{ min}^{-1}$$

A 2 minutos: $a = \exp(-0.071 \times 2) = \exp(-0.142) = 0.868 \approx 87\%$

8.5 MODELOS DE ENVENENAMIENTO

8.5.1 Envenenamiento por metales en FCC (Ni, V)

Metales pesados provenientes del crudo se depositan sobre el catalizador causando: aumento de producción de hidrógeno, formación excesiva de coque, pérdida de selectividad.

Distribución de metales en partícula de catalizador:

Tabla 20 Catalizadores por proceso

Proceso	Catalizador	Función principal
FCC	Zeolita Y	Craqueo
Reformación	Pt/Re en Al_2O_3	Isomerización, aromatización
HDS	CoMo/NiMo en Al_2O_3	Desulfuración

Nota. Elaboración propia con base en literatura especializada en craqueo catalítico fluido (FCC), incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser (2007), Speight (2014) y manuales técnicos de unidades FCC en refinación.

Distribución de metales en partícula de catalizador:

Capa externa: NiO, V ₂ O ₅ depositados
(efecto "crust")
Interior: bajo en metales
pero con coque uniforme

Efecto de níquel (Ni):

Promueve reacciones de deshidrogenación

Aumento de producción de H₂ y coque

"Falsos positivos" en test de actividad

Efecto de vanadio (V):

Forma ácido vanádico (H₃VO₄) en regenerador

Destruye estructura de la zeolita Y

Más dañino que Ni para estabilidad estructural

Factor de contaminación: $CF = 0.1 \times (Ni \text{ ppm}) + 0.33 \times (V \text{ ppm})$

Si $CF > 1.0$: requiere catalizador E-cat con mayor reemplazo diario

Límites de tolerancia de metales en catalizadores FCC (Grace Davison, BASF, 2023):

Metal	Efecto	Límite tolerancia (e-cat)
Ni	Deshidrogenación $\rightarrow H_2 + \text{coque}$	< 3,000 ppm (operación normal)
	Índice de Mitchell: $Ni_{eq} = Ni + V/4$	< 5,000 ppm (e-cat)
V	Destrucción zeolita Y (ataque de VO_3^-)	< 5,000 ppm (e-cat)

Efecto: dealuminación, pérdida ACE < 8,000 ppm (con aditivos de V)

Fe Sinterización de superficie < 8,000–10,000 ppm

Na Neutralización sitios ácidos < 4,000 ppm

Fórmula de daño por Ni (producción H₂):

$$\Delta H_2 = 0.25 \times \Delta Ni_{\text{e-cat}} [\% \text{ vol}] \text{ (regla empírica refinería)}$$

Límites en alimentación VGO para control:

Ni + V en feed: < 10–15 ppm para operación estable

> 20 ppm: requiere Hidrodesmetalización (HDM) previa

> 30 ppm: riesgo de corte prematuro de catalizador

8.5.2 Envenenamiento reversible vs. Irreversible

Reversible: tiene adsorción débil, es posible la regeneración.

Irreversible: hay reacción química permanente con el sitio activo.

Reversible	Adsorción débil, desorción con aumento de T	Posible con regeneración térmica	H ₂ S en catalizadores metálicos
Irreversible	Formación de compuestos estables, alloys	No recuperable	Ni en zeolita, As en Pt
Parcial	Redistribución de metal, cambio de fase	Parcial con tratamiento específico	Sintering de Pt reforming

8.5.3 Estrategias de mitigación de envenenamiento

Se usa hidrotratamiento previo, aditivos pasivadores, reposición continua de catalizador.

1. Guard beds: Lecho protector Upstream para capturar metales (demetallization catalyst)
2. Pasivadores: Aditivos de antimonio (Sb) o estaño (Sn) para "encapsular" Ni

3. Reemplazo parcial: E-cat con 1-3% reemplazo diario de inventario
4. Hydrotreating previo: Reducir Ni/V en alimentación FCC < 5 ppm combinados

8.6 DISEÑO DE REACTORES CATALÍTICOS

El diseño debe considerar simultáneamente: cinética, transferencia de calor, difusión, desactivación.

El diseño de reactores químicos se basa en balances de materia y energía, así como en modelos cinéticos que describen la velocidad de reacción (Fogler, 2016; Levenspiel, 1999).

8.6.1 Balance de masa con desactivación

Para reactor tubular: $dF/dW = r \cdot a(t)$ donde $a(t)$ representa pérdida de actividad.

Para reactor de lecho fijo con desactivación:

$$\partial C_i / \partial t + u \partial C_i / \partial z = \rho_c(1-\epsilon) a(t) r_i(C_j, T)$$

Con $a(t)$ dado por modelo de desactivación elegido.

Solución numérica: Diferencias finitas, método de líneas, o CFD comercial.

8.6.2 Tiempo de corrida (run length) óptimo

Periodo de operación antes de regeneración o reemplazo del catalizador.

Optimiza la conversión, ayuda a la economía del proceso y la disponibilidad de planta.

El tiempo óptimo de operación antes de regeneración/reemplazo balancea:

- **Costo de parada:** Pérdida de producción, mano de obra
- **Costo de operación degradada:** Menor conversión, peor selectividad
- **Costo de regeneración:** Utilities, desgaste catalizador

Criterio económico: Parar cuando: $d(\text{Beneficio}) / dt = \text{Costo de oportunidad de}$

capital

8.7 REGENERACIÓN DE CATALIZADORES

8.7.1 Química de la regeneración por combustión

El coque depositado se elimina mediante oxidación controlada: $C + O_2 \rightarrow CO_2$

Es un proceso crítico en unidades FCC.

Combustión de coque (representado como $CH_{0.5}$):



Temperatura adiabática de regeneración: $T_{reg} = T_{entrada} + (\Delta H_{comb} \cdot \%C /$

$(C_{p, cat} + C_{p, gas}))$

Control crítico: evitar "hot spots" > 750°C que dañen la zeolita.

8.7.2 Cinética de regeneración

Depende de: temperatura, concentración de oxígeno, difusión dentro del pellet.

El control evita puntos calientes y sinterización.

Modelo de distribución de energía de activación (E-distribution):

$$dC_c / dt = -k_0 \exp(-E/RT) \cdot C_c \cdot PO_2^n$$

El coque tiene distribución de reactividad: más reactivo al inicio, más refractario al final.

Figura 19 Desactivación por coque (descripción)



Poros obstruidos → Menor área superficial → Caída de actividad

Nota. La desactivación catalítica por formación de coque ocurre debido a la deposición de especies carbonosas sobre la superficie y dentro de los poros del catalizador, provocando bloqueo de sitios activos, disminución del área superficial accesible y reducción progresiva de la actividad catalítica. Este fenómeno es común en procesos de refinación como craqueo catalítico, hidroprocesamiento y reformado catalítico. Fuente: Adaptado de Levenspiel (1999); Bartholomew y Farrauto (2006); Speight (2014); Fogler (2016).

8.8. EJERCICIOS

Ejercicio 8.1 (resuelto)

Enunciado: Si la velocidad de reacción sin catalizador es 0.02 mol/L·s y con catalizador es 1.8 mol/L·s, ¿cuál es el factor de aceleración?

Solución:

$$\text{Factor} = 1.8 / 0.02 = 90$$

Ejercicio resuelto

Un catalizador FCC pierde 15 % de actividad por día.

Actividad después de 5 días:

$$a = (0.85)^5 \approx 0.44$$

Actividad restante $\approx 44\%$.

Ejercicios propuestos

1. Explique diferencia entre limitación cinética y difusional.
2. Analice efecto del tamaño de poro sobre conversión.
3. Compare regeneración continua y regeneración por campaña.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente un reactor catalítico considerando:

- reacción exotérmica,
- desactivación progresiva,
- requerimiento de regeneración periódica.

CAPÍTULO 9

FLUIDIZACIÓN Y REACTORES

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los principios físicos de la fluidización.
- Identificar los diferentes regímenes de operación fluidizada.
- Analizar el funcionamiento de reactores de lecho fluidizado circulante.
- Relacionar fluidización con procesos de refinación y gasificación.
- Introducir conceptos de modelado CFD aplicados a reactores industriales.

La fluidización es una técnica mediante la cual un sólido particulado se comporta dinámicamente como un fluido al ser atravesado por una corriente ascendente de gas o líquido.

Este fenómeno permite:

- excelente mezcla,
- alta transferencia de calor,
- elevada eficiencia catalítica,
- operación continua a gran escala.

Los reactores fluidizados constituyen uno de los desarrollos más importantes de la ingeniería química del siglo XX.

La fluidización permite resolver simultáneamente problemas de:

- transferencia de calor,

- transferencia de masa,
- regeneración catalítica,
- operación continua.

Por ello, los reactores fluidizados dominan los procesos de conversión profunda del petróleo.

La condición de fluidización se alcanza cuando la caída de presión en el lecho iguala el peso efectivo de las partículas.

U_{mf} = velocidad mínima de fluidización

Este parámetro depende de:

- tamaño de partícula
- densidad del sólido
- viscosidad del gas

9.1 INTRODUCCIÓN A LA FLUIDIZACIÓN CATALÍTICA

Cuando la velocidad del fluido aumenta hasta equilibrar el peso aparente de las partículas sólidas, el lecho pierde su estructura fija y comienza a expandirse.

Este punto se denomina:

velocidad mínima de fluidización (U_{mf}).

Principales ventajas:

- comportamiento casi isotérmico,
- renovación continua de superficie catalítica,
- fácil regeneración del catalizador.

Aplicaciones principales:

- FCC,
- combustión,
- gasificación,
- pirólisis,
- síntesis química.

La eficiencia de los procesos catalíticos industriales depende no solo de la actividad química del catalizador, sino también del contacto efectivo entre fases sólida y fluida. En sistemas donde se requieren altas tasas de transferencia de calor y masa, los reactores de lecho fijo pueden presentar limitaciones operativas asociadas a gradientes térmicos, caída de presión y desactivación localizada del catalizador.

La fluidización surge como una solución de ingeniería que permite suspender partículas sólidas mediante el flujo ascendente de un fluido, generando un comportamiento hidrodinámico similar al de un fluido denso. Este régimen mejora significativamente la mezcla, el transporte de masa y la uniformidad térmica, constituyendo la base de numerosos procesos industriales de refinación y conversión, entre ellos el craqueo catalítico fluido (FCC), la gasificación y diversos procesos petroquímicos.

La fluidización gas-sólido juega un rol importante en muchos procesos químicos y la refinación del petróleo no es una excepción. Pasando un gas a través de una capa de sólidos se forma un lecho fluidizado gas-sólido. Cuando esto pasa, el lecho de sólidos toma ciertas características del tipo fluido. Por ejemplo, si se perfora un hueco al costado del lecho, los sólidos saldrán como agua. También, si un objeto que es menos denso que el material del lecho se coloca en el lecho, flotará en la superficie superior. Desde un punto de vista del procesamiento químico, el lecho fluidizado es una manera excelente de contactar reactivos gaseosos con partículas de catalizador en una reacción heterogénea en fase gas.

9.2 REGÍMENES DE FLUIDIZACIÓN

El comportamiento del lecho depende de la velocidad superficial del fluido.

Lecho fijo

El fluido atraviesa el sólido sin movimiento significativo.

Fluidización incipiente

Inicio del levantamiento de partículas.

Lecho burbujeante

Formación de burbujas de gas que atraviesan el sólido.

Lecho turbulento

Alta mezcla y ruptura de burbujas.

Transporte neumático

Las partículas son arrastradas completamente por el flujo.

El diseño del reactor requiere operar dentro del régimen adecuado.

Es conocida la existencia de los regímenes de flujo laminar y turbulento en una tubería. Si estamos o no en un régimen laminar, turbulento o de transición depende de la magnitud del llamado número de Reynolds. El número de Reynolds es una función de; las propiedades físicas como viscosidad y densidad, del diámetro de la tubería y de la velocidad del fluido. Análogo a este concepto es el régimen de fluidización. El régimen en el que el lecho fluidizado está operando depende de la velocidad de gas, de las características físicas de los sólidos y del tamaño del lecho. Para un lecho de un diámetro dado y un tipo de sólidos específico, cuando se incrementa la velocidad pasamos a través de cinco regímenes de fluidización: lecho fijo, lecho burbujeante, turbulento, de fluidización rápida y de transporte neumático.

Cuando el gas fluye hacia arriba a través de arena, inicialmente no se aprecia un cambio real, pero la caída de presión observada lo confirma. Esta es conocida como

régimen de lecho fijo. Cuando se incrementa la velocidad, la caída de presión se incrementa y eventualmente se observan burbujas moviéndose hacia arriba. Esto se conoce como régimen de lecho burbujeante. Un incremento mayor de la velocidad del gas no incrementa la caída de presión. Este punto en un gráfico de caída de presión versus velocidad del gas donde la caída de presión permanece constante con la velocidad del gas corresponde a la velocidad de fluidización mínima o incipiente. La teoría de fluidización de dos fases establece que cualquier gas añadido al lecho en exceso del requerido para fluidización incipiente pasa a través del lecho como burbuja.

Si se incrementa la velocidad del gas a un valor mayor, se observan dos cosas. Primero, las burbujas observadas a una velocidad más baja comienzan a coalescer para formar grandes burbujas o bolsas de gas. Debido a la velocidad mayor, la incorporación de sólidos de la superficie superior del lecho se convierte en importante (en el régimen de burbujeo es menos significativo). El balance de masas indica que la incorporación de sólidos es significativa y, por consiguiente, el nivel de sólidos en el lecho debe disminuir. En efecto, debido al comportamiento caótico en el lecho, es difícil distinguir una superficie superior del lecho constante, puesto que las zonas de gas se rompen a través de la superficie y empujan los sólidos hacia arriba. La región superior del lecho que contiene los sólidos incorporados se conoce como región muerta. Este régimen se conoce como turbulento.

Si se incrementa todavía más la velocidad del gas más allá del régimen turbulento, se entra a un régimen de fluidización rápida. La desaparición de burbujas y bolsas pastosas y el inicio de un alto grado de incorporación tipifican este régimen.

Debido a estas características, la fluidización rápida se conoce como fluidización sin burbujas. La operación en este régimen es atractiva para muchos procesos químicos.

El régimen final de fluidización es el transporte neumático. En este caso, la velocidad del gas es extremadamente alta, lo que crea una suspensión de sólidos diluida y el gas viaja hacia arriba junto. La diferencia con el régimen de fluidización rápida es que en el transporte neumático el régimen de velocidad del gas es lo suficientemente alto para transportar todos los sólidos hacia arriba, mientras que en la fluidización rápida cierta fracción de sólidos no va hacia arriba y fluye hacia abajo a lo largo de la pared del lecho.

Para dar una idea de las velocidades de transición en los regímenes mencionados, para un lecho de partículas de arena, la fluidización mínima ocurre a aproximadamente 0.05 m/s. La transición a fluidización turbulenta ocurre a cerca de 1 m/s, la fluidización rápida comienza a cerca de 4 m/s y el transporte neumático ocurre quizá de 15 a 20 m/s. Esto es aproximado y depende de las características del aparato que contiene los sólidos.

El régimen que corresponde a diferentes combinaciones de partículas y velocidades de gas puede ser estimado usando un mapa del régimen, usando la clasificación de sólidos de Geldart. Basados en su densidad de partícula y en el diámetro los sólidos se comportan en forma diferente cuando se fluidizan, Pueden ser fácilmente aireados (Geldart A) o el gas puede simplemente canalizarse hacia arriba a través del lecho (Geldart C). Para una predicción más precisa de la naturaleza de la fluidización de partículas, se creó la carta de Geldart.

Ecuaciones fundamentales de fluidización (Kunii & Levenspiel, 1991):

1. Velocidad mínima de fluidización ($Re_{mf} < 20$, partículas finas):

$$u_{mf} = d_p^2 \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g \cdot \epsilon_{mf}^3 / [150 \cdot \mu \cdot (1 - \epsilon_{mf})]$$

2. Ecuación general (Ergun a u_{mf}):

$$1.75 \cdot Re_{mf}^2 / (\phi \cdot \epsilon_{mf}^3) + 150 \cdot (1 - \epsilon_{mf}) \cdot Re_{mf} / (\phi^2 \cdot \epsilon_{mf}^3) = Ar$$

$$Ar = d_p^3 \cdot \rho_f \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g / \mu^2 \text{ (número de Arquímedes)}$$

3. Velocidad de arrastre (elutriation):

$$u_t = \sqrt{[4 \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho_f) \cdot g / (3 \cdot CD \cdot \rho_f)]}$$

CD según régimen (Stokes/intermedio/Newton)

4. Correlación de Wen & Yu (1966) para u_{mf} directa:

$$Re_{mf} = \sqrt{(33.7^2 + 0.0408 \cdot Ar)} - 33.7$$

Valores típicos catalizador FCC: $d_p \approx 75 \mu m$, $\rho_p \approx 1500 \text{ kg/m}^3$, $\epsilon_{mf} \approx 0.47$

$u_{mf} \approx 0.003\text{--}0.005 \text{ m/s}$; velocidad operativa: $0.3\text{--}1.5 \text{ m/s}$ (transporte neumático)

9.3 EL LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE

El lecho fluidizado circulante (CFB) representa la evolución tecnológica de la fluidización clásica.

Características:

- circulación continua del catalizador,
- altas velocidades de gas,
- separación ciclónica de sólidos,
- regeneración continua.

Ejemplo industrial clave:

Unidad FCC:

Reactor → Separador ciclónico → Regenerador → Recirculación del catalizador.

Ventajas:

- alta conversión,
- operación estable,
- control térmico eficiente.

Esto se produce a altas velocidades de gas, por lo que ya sea en el laboratorio o en la industria, el lecho fluidizado estará vacío pronto y la arena estará sobre el piso. Para evitar esto, se usa un diseño especial que consiste en un contenedor llamado riser ("riser") en el que los sólidos incorporados "suben" hacia arriba. A la salida del riser son capturados y separados del gas en un ciclón. Los sólidos pasan entonces por medio de una tubería de regreso a la base del riser para re-inyectarse. Este diseño, donde los sólidos se circulan en un circuito, se llama Lecho Fluidizado Circulante, o CFB y se usa en la Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCCU) de una refinería de petróleo y es el corazón de cualquier refinería.

La fluidización convierte sólidos en un estado fluido al pasar gas.

Regímenes:

- Lecho fijo
- Burbujeante
- Turbulento
- Rápido
- Transporte neumático

9.4 MODELADO CFD Y APLICACIONES EN GASIFICACIÓN

El diseño moderno de reactores fluidizados utiliza simulación computacional mediante CFD (Computational Fluid Dynamics).

El modelado CFD permite predecir:

- distribución de velocidades,
- mezcla gas-sólido,
- formación de burbujas,
- perfiles de temperatura,
- conversión química.

Modelos empleados:

- Euleriano–Euleriano,
- Euleriano–Lagrangiano,
- modelos multifase.

Aplicaciones industriales:

- optimización FCC,
- gasificación de biomasa,
- captura de carbono,
- combustión limpia.

La integración entre CFD y simulación de procesos representa la tendencia dominante en ingeniería química avanzada.

El estudio de los lechos fluidizados requiere herramientas capaces de describir el comportamiento simultáneo de fases sólida y fluida bajo condiciones altamente dinámicas. Debido a la complejidad hidrodinámica del sistema, el análisis experimental resulta limitado, por lo que actualmente se emplean técnicas de simulación numérica basadas en dinámica computacional de fluidos (*Computational Fluid Dynamics*, CFD).

La simulación numérica permite predecir perfiles de velocidad, distribución de partículas, transferencia de calor y fenómenos de mezcla dentro del reactor, proporcionando información fundamental para el diseño y optimización de unidades industriales de fluidización, gasificación y craqueo catalítico.

Los lechos fluidizados constituyen sistemas de dinámica multifásica, donde interactúan simultáneamente fases gaseosas y sólidas. El movimiento relativo entre ambas fases genera fenómenos complejos como formación de burbujas, circulación de sólidos, segregación de partículas y fluctuaciones turbulentas que influyen directamente en la eficiencia del reactor.

Para describir matemáticamente estos sistemas se emplean diferentes enfoques de modelado CFD. Entre los más utilizados se encuentran los modelos Euleriano–Euleriano, en los cuales ambas fases se consideran medios continuos interpenetrantes descritos mediante ecuaciones de conservación de masa y momento, y los modelos Euleriano–Lagrangiano, donde la fase fluida se trata como continua mientras que las partículas sólidas se siguen individualmente mediante trayectorias discretas.

La aplicación de estas herramientas ha permitido mejorar el diseño de reactores de lecho fluidizado circulante, optimizar la circulación de sólidos y reducir problemas operativos asociados a erosión, formación de zonas muertas y distribución no uniforme del catalizador, contribuyendo significativamente al desarrollo de tecnologías modernas de refinación y conversión energética.

La Dinámica de Fluidos Computacional (CFD) ha revolucionado el diseño de reactores de lecho fluidizado. Mediante la resolución de ecuaciones de Navier-Stokes acopladas con modelos de sólidos granulares, el CFD permite predecir:

- Perfiles de velocidad de gas y sólidos en el riser
- Distribución de temperatura evitando puntos calientes
- Eficiencia de contacto gas-sólido en tiempo real

Aplicación en Gasificación de Biomasa: Los reactores CFB se utilizan para la gasificación de biomasa (residuos agrícolas, madera) para producir syngas ($\text{CO} + \text{H}_2$). En este proceso trifásico (biomasa sólida, gasificante, producto gaseoso), la simulación CFD optimiza la relación aire/combustible y el tiempo de residencia para maximizar la producción de hidrógeno y minimizar alquitranes.

Tabla 21 Comparación de Aproximaciones de Modelado

Modelo	Complejidad	Uso Principal	Tiempo de Cálculo
Modelo Berruti-Kalogerakis	Media	Diseño preliminar	Minutos
CFD-Eulerian	Alta	Optimización industrial	Horas-Días
CFD-DEM (Elementos Discretos)	Muy alta	Investigación fenomenológica	Semanas

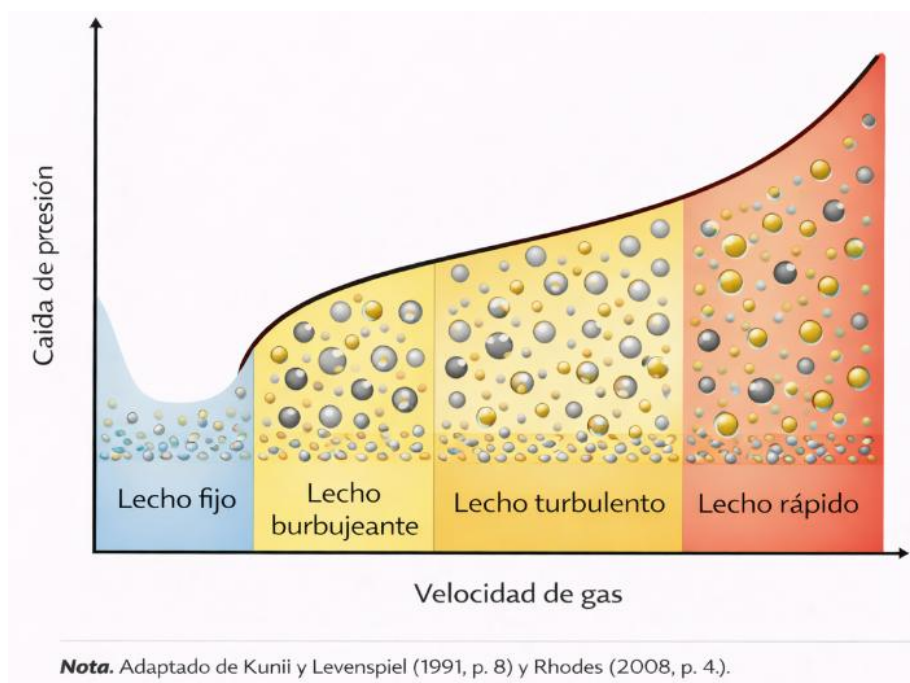
Nota. Elaboración propia con base en fundamentos de modelado cinético y balances de materia en procesos de refinación, incluyendo Fogler (2016) y literatura técnica de FCC.

Tabla 22 Velocidades de transición (partículas de arena)

Régimen	Velocidad (m/s)
Mínima fluidización	0.05
Turbulento	1.0
Rápido	4.0
Transporte	15–20

Nota. Elaboración propia con base en análisis de rendimiento y selectividad en procesos de conversión catalítica, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser y literatura de optimización de refinerías.

Figura 20 Diagrama de regímenes



Nota. Adaptado de Kunii y Levenspiel (1991, p. 8) y Rhodes (2008, p. 4)

9.5 EJERCICIOS

Ejercicio 9.1

Enunciado: Calcular velocidad mínima de fluidización con ecuación de Ergun

Datos: $\rho_p = 2600 \text{ kg/m}^3$, $\rho_g = 1.2 \text{ kg/m}^3$, $\mu = 1.8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$, $d_p = 200 \text{ }\mu\text{m}$, $\varepsilon = 0.4$

Solución:

Usando simplificación de Wen-Yu:

$$U_{mf} = (\rho_p - \rho_g) g dp^2 / (150 \mu) \times (\epsilon^3 / (1 - \epsilon))$$

$$U_{mf} \approx 0.028 \text{ m/s}$$

Ejercicio resuelto

Un lecho catalítico posee:

densidad de partícula = 1400 kg/m^3

densidad del gas = 1.2 kg/m^3

Explique qué ocurre cuando la velocidad del gas supera la velocidad mínima de fluidización.

Respuesta:

El arrastre del gas iguala el peso efectivo de las partículas, el lecho se expande y comienza el comportamiento fluidizado con mezcla intensa gas-sólido.

Ejercicios propuestos

1. Explique la diferencia entre lecho burbujeante y lecho circulante.
2. Analice ventajas del FCC frente a reactor de lecho fijo.
3. Describa el papel del ciclón en reactores fluidizados.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente un reactor fluidizado para gasificación considerando:

- tamaño de partícula,
- velocidad superficial,

- transferencia térmica requerida,
- recuperación de sólidos.

CAPÍTULO 10

EL LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE (CFB)

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el principio operativo del lecho fluidizado circulante.
- Analizar la hidrodinámica gas-sólido en reactores industriales.
- Evaluar la circulación de sólidos catalíticos.
- Aplicar modelos simplificados para diseño y análisis del CFB.
- Interpretar el modelo Berruti-Kalogerakis aplicado a reactores FCC.

El lecho fluidizado circulante (Circulating Fluidized Bed, CFB) constituye una evolución tecnológica del lecho fluidizado convencional. En este sistema, las partículas sólidas no permanecen confinadas dentro del reactor, sino que circulan continuamente entre diferentes zonas del proceso.

Este concepto permite combinar:

- alta conversión química,
- excelente transferencia térmica,
- regeneración continua del catalizador,
- operación industrial estable.

El CFB es la base tecnológica de:

- unidades FCC,

- combustores circulantes,
- gasificadores industriales,
- procesos de captura de CO₂.

El análisis del CFB permite optimizar:

- conversión catalítica,
- estabilidad térmica,
- eficiencia energética,
- productividad de refinería.

La correcta predicción de la circulación de sólidos es esencial para evitar:

- erosión,
- pérdida de catalizador,
- inestabilidad operativa.

Tabla 23 Comparación de reacción

Reactor	Aplicación
Lecho fijo	Hidrotratamiento
Lecho fluidizado	FCC
Lecho circulante	Gasificación

Nota. Elaboración propia con base en balances de energía y operación de unidades de craqueo catalítico, incluyendo Speight (2014) y literatura de ingeniería de procesos.

10.1 INTRODUCCIÓN AL LECHO FLUIDIZADO CIRCULANTE.

En un CFB, la velocidad del gas supera significativamente la velocidad mínima de fluidización, provocando el arrastre continuo de partículas sólidas.

El sistema típico incluye:

- reactor o riser,

- ciclones separadores,
- regenerador,
- sistema de recirculación de sólidos.

A diferencia del lecho burbujeante, el CFB opera en régimen de transporte rápido, donde la concentración de sólidos varía axialmente.

Ventajas principales:

- operación casi isotérmica,
- alta capacidad de procesamiento,
- excelente control de reacción.

El desarrollo de reactores de lecho fluidizado circulante (Circulating Fluidized Bed, CFB) representa una evolución de los sistemas de fluidización convencionales hacia configuraciones capaces de operar con altas velocidades de gas y circulación continua de sólidos. A diferencia del lecho burbujeante, el régimen circulante permite mantener un contacto intenso entre fases sólida y gaseosa, incrementando la transferencia de masa y calor y favoreciendo conversiones elevadas bajo condiciones operativas estables.

En los reactores CFB, las partículas sólidas son arrastradas por la corriente gaseosa hacia un separador ciclónico y posteriormente recirculadas al reactor, estableciendo un circuito continuo de sólidos. Este principio constituye la base hidrodinámica de importantes procesos industriales, entre ellos el craqueo catalítico fluido (FCC), la combustión de carbón y la gasificación avanzada.

El concepto de Lecho Fluidizado Circulante o CFB fue introducido anteriormente. Puede ser genéricamente definido como un lecho fluidizado operando en cualquiera de los regímenes más allá de la fluidización burbujeante. En estos regímenes, la incorporación de partículas y el arrastre del lecho son significantes. Como resultado, los sólidos deben ser capturados y retomados al lecho a través de arreglos internos o externos de ciclones y tuberías verticales. El término CFB está asociado a menudo con operación en el régimen de fluidización rápidas. Debido a las características únicas de este régimen,

éste ofrece ciertas ventajas sobre los otros modos de contacto. Estas ventajas incluyen tiempos de contacto gas-sólido cortos, flujo de gas cercano al flujo tapón, operación cercana a la isotérmica y el potencial para reacción y regeneración en recipientes separados. En general, el CFB se usa cuando la regeneración de un catalizador que se desactiva rápidamente es necesaria o cuando los sólidos deben transportar grandes cantidades de calor

El desarrollo cronológico del CFB comienza con el craqueo catalítico (1940) y continúa a través del proceso de producción de gasolina sintética Sasol (1950), la combustión de carbón (1960/1970) y los procesos de oxidación parcial (1990). A pesar de tener una historia de más de 50 años, se considera una tecnología no bien entendida, y que puede ser explotada aún más si se llenan algunos vacíos en el conocimiento. Sobre los últimos 15 años, se ha dirigido mucha atención al modelo matemático del flujo de gas y a la estructura de flujo de gas y sólidos, o hidrodinámica en el riser CFB.

10.2 HIDRODINÁMICA DEL LECHO CIRCULANTE FLUIDIZADO

La hidrodinámica del CFB se caracteriza por un flujo bifásico gas-sólido altamente complejo.

Características principales:

- coexistencia de regiones densas y diluidas,
- formación de clusters de partículas,
- gradientes axiales de concentración sólida,
- interacción turbulenta gas-sólido.

Parámetros fundamentales:

- velocidad superficial del gas,
- diámetro de partícula,
- densidad de sólido y gas,

- fracción volumétrica de sólidos.

El comportamiento hidrodinámico controla directamente:

- transferencia de masa,
- transferencia de calor,
- conversión química.

La investigación detallada de la hidrodinámica del CFB se remonta a 1978, cuando un grupo de investigación de la Universidad de la Ciudad de Nueva York describieron el flujo de sólido y gas en un riser de un CFB como consistiendo de una suspensión de gas-sólido diluido con muy densos "racimos" de sólidos dispersados a través. Estos racimos ayudaron a explicar el alto promedio de disminuciones en la velocidad observados experimentalmente.

Sobre los años, la naturaleza de estos racimos (por ejemplo, su tamaño y velocidad) ha probado ser difícil de cuantificar. Más aún, las técnicas mejoradas de medición han encontrado que los racimos tienden a reunirse cerca de la pared del elevador y fluir hacia abajo. Así, la descripción más aceptada de la hidrodinámica del riser es conocida como estructura de flujo "núcleo-ánulo". En este caso, el núcleo se define como una suspensión gas-sólido diluida fluyendo hacia arriba en el centro del riser. El ánulo es una capa fina y densa de sólidos que fluyen hacia abajo cerca de las paredes del riser. El núcleo ocupa la mayoría de la sección transversal; el ánulo puede tener no más de 30 cm en diámetro. La asunción de núcleo-ánulo se ha convertido en la base de muchos modelos, uno de los que se describirá en breve.

En los lechos fluidizados circulantes, el sistema opera generalmente en el denominado régimen de transporte rápido (*fast fluidization*), caracterizado por velocidades de gas superiores a la velocidad mínima de fluidización y suficientes para arrastrar continuamente las partículas sólidas a lo largo del reactor. En este régimen, el flujo gas-sólido presenta una suspensión diluida, donde la concentración de partículas es menor que en los lechos burbujeantes tradicionales, permitiendo una circulación continua del sólido a través del riser y su posterior separación en ciclones.

Desde el punto de vista hidrodinámico, el reactor exhibe perfiles axiales bien definidos de concentración de sólidos y velocidad del gas. En la base del riser se observa una mayor densidad aparente debido a la entrada del catalizador recirculado, mientras que hacia la parte superior la suspensión se vuelve progresivamente más diluida por efecto de la aceleración del flujo gaseoso. Esta distribución axial controla el tiempo de residencia del catalizador y la eficiencia del contacto gas-sólido.

El régimen fast fluidization combina características del transporte neumático y de la fluidización densa, permitiendo elevadas tasas de transferencia de masa y calor junto con una operación estable del reactor. El fenómeno dominante es el transporte continuo de sólidos, en el cual las partículas son arrastradas, separadas y recirculadas en un circuito cerrado, constituyendo la base operacional de unidades industriales como el craqueo catalítico fluido (FCC) y diversos procesos de gasificación y combustión avanzada.

10.3 FLUJO MÁSSICO DE SÓLIDOS O VELOCIDAD DE CIRCULACIÓN DE SÓLIDOS

El parámetro operativo más importante del CFB es la tasa de circulación de sólidos.

Se define como:

G_s = flujo másico de sólidos por unidad de área transversal del reactor.

Unidades típicas:

$\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$

La circulación depende de:

- velocidad del gas,
- eficiencia ciclónica,
- diseño del riser,
- inventario total de catalizador.

En unidades FCC industriales, la circulación puede superar varias toneladas por segundo.

El control de G_s permite regular:

- severidad de reacción,
- transferencia térmica,
- regeneración catalítica.

Como se indicó anteriormente, las características de la partícula, el diámetro del lecho y la velocidad del gas señalan el régimen de fluidización. Estos factores también influyen en la estructura de flujo en el riser CFB. Sin embargo, hay otro parámetro que puede ser manipulado en la operación de un riser CFB: el flujo másico de sólidos o velocidad de circulación de sólidos. En la presentación de los regímenes de fluidización, se concluyó que la velocidad del gas en el riser debe fijar el flujo másico de sólidos. Esto es verdadero a menos que se coloque un contenedor adicional en el ducto de bajada del CFB. Este lecho amortiguador permite al flujo másico de sólido ser variado independientemente de la velocidad del gas en el riser. Como resultado, a una velocidad dada de gas el flujo másico de sólidos debe incrementarse, produciendo una suspensión de gas-sólido más densa en el riser. Esta flexibilidad es importante, puesto que permite a los gases reactivos en el riser contactar más catalizador, con lo que se incrementará la conversión de los reactivos.

10.4 EL MODELO BERRUTI-KALOGERAKIS

El modelo Berruti-Kalogerakis es un enfoque semiempírico ampliamente utilizado para describir la hidrodinámica y transferencia en lechos circulantes.

El modelo considera:

- coexistencia de fase densa y fase diluida,
- intercambio continuo de sólidos,
- perfiles axiales de concentración.

Principales aportes del modelo:

- estimación de distribución de sólidos,
- predicción de tiempos de residencia,
- evaluación de eficiencia de contacto gas-sólido.

Aplicaciones típicas:

- diseño de risers FCC,
- gasificación de carbón,
- reactores de combustión circulante.

Este modelo constituye una herramienta intermedia entre correlaciones empíricas simples y simulaciones CFD completas.

El Modelo Berruti y Kalogerakis ha sido reconocido como uno de los modelos más importantes para describir la hidrodinámica de los risers CFB. Su reconocimiento se basa en su simplicidad combinada con su habilidad para predecir con razonable precisión los parámetros claves para describir la estructura de flujo. El modelo requiere el flujo másico de sólidos, la velocidad de flujo y el perfil de vacío axial como entradas. El perfil de vacío axial viene de la caída de presión medida experimentalmente en el riser CFB. El modelo asume que la disminución de velocidad en el núcleo es igual a la velocidad terminal de sedimentación de la partícula promedio, el vacío anular es igual al vacío en la fluidización mínima de las partículas, la velocidad de descenso de las partículas en el ánulo es igual a la velocidad terminal de la partícula promedio y el gas fluye hacia arriba sólo en el núcleo.

El principal problema en el modelo Berruti-Kalogerakis es el requerimiento de datos de caída de presión experimental. Así el modelo no es predictivo. Para solucionar esto, puede ser usado el concepto de factor de deslizamiento para predecir el perfil promedio de vacío axial. El resultado es hacer el Berruti- Kalogerakis totalmente predictivo, así que puede ser usado para el diseño preliminar de reactores CFB.

“El modelo de flujo núcleo-anillo explica la distribución de sólidos en el riser de un CFB” (Berruti & Kalogerakis, 2022).

Modelo de Berruti & Kalogerakis (1996) para perfil de densidad axial en CFB (Circulating Fluidized Bed):

Perfil de densidad del sólido:

$$\rho(z) = \rho^* + (\rho_{\text{dense}} - \rho^*) \cdot \exp(-a \cdot z)$$

donde:

$\rho(z)$ = densidad del sólido a altura z [kg/m^3]

ρ^* = densidad en la zona de transporte neumático (tope riser)

ρ_{dense} = densidad en la base del riser (zona densa)

a = coeficiente de decaimiento [m^{-1}], $f(\text{velocidad gas, caudal sólidos})$

z = altura desde el distribuidor [m]

Flujo másico de sólidos (G_s) circulante:

$$G_s = \rho^* \cdot u_g \text{ (correlación simplificada a alta velocidad)}$$

Número de Froude modificado: $Fr^* = u_g / \sqrt{(g \cdot d_p)}$ — determina régimen

10.5 EJERCICIOS.

Ejercicio resuelto

Un reactor CFB opera con:

flujo másico de sólidos = 250 kg/s

área transversal = 5 m^2

Calcular la velocidad de circulación de sólidos.

$$G_s = 250 / 5 = 50 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

Resultado: el sistema opera en régimen típico de CFB industrial.

Ejercicios propuestos

1. Explique la diferencia entre lecho burbujeante y lecho circulante.
2. Analice el efecto de incrementar la velocidad del gas sobre la circulación de sólidos.
3. Identifique el papel de los ciclones en la estabilidad del CFB.

Ejercicio 10.5.1: Un catalizador FCC tiene $d_p=75 \mu\text{m}$, $\rho_p=1480 \text{ kg/m}^3$. Gas: $\rho_f=1.2 \text{ kg/m}^3$, $\mu=1.8 \times 10^{-5} \text{ Pa}\cdot\text{s}$. Calcule: (a) velocidad mínima de fluidización u_{mf} , (b) velocidad de arrastre terminal u_t , (c) velocidad operativa recomendada para transporte neumático.

Ejercicio 10.5.2: Un riser FCC tiene $H=35\text{m}$, $D=1.2\text{m}$. El flujo de catalizador circulante es $G_s=250 \text{ kg}/(\text{m}^2\cdot\text{s})$. La densidad en la base del riser es 250 kg/m^3 y en el tope es 15 kg/m^3 . Usando el modelo de Berruti-Kalogerakis, calcule: (a) el coeficiente de decaimiento a , (b) el perfil de densidad axial, (c) el inventario total de catalizador en el riser.

Problema de diseño

Proponga el diseño conceptual de un reactor CFB para un proceso FCC considerando:

- circulación requerida de catalizador,
- control térmico del reactor,
- separación eficiente de sólidos,
- estrategia de recirculación.

CAPÍTULO 11

CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el funcionamiento integral de una unidad FCC.
- Identificar los componentes principales de la FCCU.
- Analizar balances de materia, energía y presión.
- Aplicar conceptos de modelamiento del riser.
- Interpretar modelos cinéticos tipo lumping.
- Evaluar estrategias modernas de optimización de productos.

El Craqueo Catalítico Fluido (Fluid Catalytic Cracking, FCC) constituye el proceso de conversión más importante de la refinería moderna. Su función principal es transformar fracciones pesadas del petróleo en productos livianos de alto valor comercial como gasolina, GLP y olefinas ligeras.

El proceso combina:

- catálisis heterogénea,
- fluidización circulante,
- regeneración continua del catalizador,
- control térmico mediante circulación de sólidos.

La FCCU (Fluid Catalytic Cracking Unit) representa el corazón económico de muchas refinerías.

11.1 INTRODUCCIÓN AL CRAQUEO CATALÍTICO FLUIDO

El proceso FCC convierte gasóleos pesados mediante reacciones catalíticas rápidas a temperaturas entre 480 y 550 °C.

Características principales:

- tiempo de residencia corto (2–5 s),
- reactor tipo riser,
- regeneración continua del catalizador,
- operación térmicamente balanceada.

Reacciones principales:

- craqueo catalítico,
- isomerización,
- aromatización,
- transferencia de hidrógeno.

Desde un enfoque termoeconómico, estos procesos deben evaluarse no solo en términos de rendimiento, sino también considerando la eficiencia exergética y el costo asociado a la irreversibilidad del sistema.

Los procesos catalíticos son fundamentales en la conversión de fracciones pesadas en productos de mayor valor, utilizando catalizadores sólidos con alta actividad y selectividad (Bartholomew & Farrauto, 2006).

El craqueo catalítico fluido (Fluid Catalytic Cracking, FCC) constituye uno de los procesos más importantes de la refinación, responsable de la conversión de fracciones pesadas del petróleo en productos de alto valor comercial como gasolina, olefinas ligeras y gas licuado. El proceso combina fenómenos de reacción catalítica, fluidización y regeneración continua del catalizador dentro de un sistema integrado reactor–

regenerador.

A diferencia de los procesos térmicos tradicionales, el FCC emplea catalizadores finamente divididos que circulan continuamente entre el reactor y el regenerador, permitiendo mantener una alta actividad catalítica y control térmico del proceso. La comprensión del FCC requiere integrar conceptos de cinética química, hidrodinámica multifásica, transferencia de calor y balance global de materia y energía, constituyendo un ejemplo representativo de reactor catalítico industrial complejo.

La Unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCCU) es el corazón de una refinería de Petróleo. Hay más de 400 unidades de FCC operando a nivel mundial con una capacidad de procesamiento de más de 12 MMB/D. El rol del Craqueador Catalítico es el de convertir el gasoil en gasolina de alto octanaje. El Craqueo Catalítico ha sido desarrollado al final de 1930 y comienzos de 1940 con la entrada inevitable de Estados Unidos en la segunda guerra mundial. Por esta razón se necesitó una mayor producción de combustible de aviación de alto grado para impulsar los aviones de combate a chorro. Las primeras unidades comerciales de FCC aparecieron en 1942 en Baton Rouge, Luisiana.

El proceso FCC consta de dos secciones principales:

1. Reactor (craqueo endotérmico)
2. Regenerador (combustión del coque)

La circulación continua del catalizador permite mantener el balance térmico del proceso.

11.2 COMPONENTES DE LA FCCU

Hay numerosos diseños de FCCUs. Estas incluyen el Modelo IV de Exxon, la unidad apilada de UOP y el Modelo R2R de Total. Independientemente del diseño, los componentes de una FCCU son los mismos: el riser, el reactor, el regenerador y las tuberías verticales.

Riser (Riser) - La alimentación a la FCCU se precalienta a 650 °F aproximadamente y se inyecta en el riser donde contacta el catalizador caliente del regenerador. Después de contactar al catalizador, la alimentación se vaporiza y el craqueo

comienza. El vapor generado por el proceso de craqueo levanta al catalizador en el riser. La velocidad de vapor en la base del riser es cerca de 6 m/s y se incrementa a más de 20 m/s en la salida del riser. La relación de catalizador a petróleo en la alimentación al riser está en el rango de 4: 1 a 9: 1 en peso. La residencia del gas en el riser es menos que 5 segundos.

11.2.1 Reactor

El reactor FCC es un riser vertical donde el catalizador caliente entra en contacto con la alimentación vaporizada.

Funciones:

- vaporización rápida,
- reacción catalítica,
- control de conversión mediante tiempo de contacto.

Actualmente, el término reactor es errado. Con la invención de las zeolitas en 1960, el craqueo catalítico se movió del reactor para tener lugar enteramente en el riser. El reactor en las FCCUs sirve como un espacio de desunión para el catalizador y el vapor y como un reservorio para los ciclones. La terminación del riser juega un rol clave en el craqueo catalítico. Es deseable separar el vapor y el catalizador tan rápido como sea posible para prevenir el sobrecraqueo de los productos deseados. Un diseño de terminación en el riser se conoce como "ciclones acoplados estrechamente". Una alternativa es la terminación del riser de Stone&Webster.

11.2.2 Regenerador.

El regenerador quema el coque depositado sobre el catalizador:



Objetivos:

- restaurar actividad catalítica,
- suministrar calor al reactor,

- mantener balance térmico.

Como las reacciones de craqueo se producen en el riser, los hidrocarburos pesados se craquean a productos deseados, pero también se forma coque. Este coque se deposita en el catalizador, reduciendo su actividad. En el regenerador, la actividad del catalizador se restaura combustionando el coque en aire. El proceso de combustión también calienta el catalizador, y así provee calor endotérmico de reacción necesario para que se lleven a cabo las reacciones de craqueo en el riser.

Condiciones operativas del regenerador FCC (Sadeghbeigi, 2012; Gary et al., 2007):

- Temperatura regenerador (full-burn): 700–730 °C
- Temperatura regenerador (partial-burn): 650–690 °C
- Presión de operación: 1.5–3.5 bar (sobrepresión)
- Exceso de oxígeno en flue gas (full-burn): < 0.5–1 mol%
- Temperatura riser (reactor): 500–540 °C
- ΔT catalizador (riser→regenerador): 150–200 °C
- Tiempo de residencia catalizador en riser: 2–5 segundos

Límite térmico crítico: $T_{\text{regenerador}} < 760$ °C (desactivación por sintering de zeolita Y).

Uso de aditivos de tierras raras (La, Ce) para estabilizar zeolita a alta temperatura.

11.2.3 Tubos verticales.

El riser actúa simultáneamente como reactor químico y sistema de transporte neumático.

Características:

- flujo ascendente gas-sólido,

- mezcla intensa,
- reacción casi plug flow.

El catalizador regenerado se transfiere del regenerador al riser por medio de un tubo vertical. Mientras que la FCCU es el corazón de la refinería, el tubo vertical ha sido descrito como la "máquina" que la mueve. La operación sin problemas es crítica a la FCCU, pero esto es algunas veces más fácil decir que hacer. Es necesario indicar que el flujo de catalizador al riser se controla por una válvula de deslizamiento. La posición de esta válvula indica la velocidad de circulación del catalizador a través de la FCCU.

11.3 DISEÑO DEL REACTOR. MODELAMIENTO DEL RISER

El diseño del riser considera:

- cinética de craqueo,
- circulación de sólidos,
- transferencia térmica,
- expansión de gases.

Variables críticas:

- relación de catalizador / alimentación,
- temperatura de entrada,
- tiempo de residencia,
- actividad catalítica.

Modelos comunes:

- flujo pistón equivalente,
- modelos bifásicos,

- CFD multifase.

Como se conoce, los tipos de reactores ideales son: el reactor CSTR y el PFR. Para un análisis real, es necesario analizar el RTD en los aparatos, con lo que podemos definir la estructura del flujo y combinarla con la cinética de la reacción que está tomando lugar y modelar el rendimiento del reactor. Los tipos CSTR y PFR simplifican la estructura, pero ellos no reflejan la realidad. Particularmente cuando se tiene una mezcla de gas y sólido fluyendo en el interior de un reactor, como es el caso en la FCCU, la estructura de flujo es mucho más compleja. Se ha dicho que debido a la alta velocidad del gas en el riser y la relación grande de longitud a diámetro del riser, el flujo de gas y sólidos debe ser descrito más precisamente antes de acoplarlo con la cinética de reacción. Esto se hace con el modelo Berruti- Kalogerakis. La pregunta es cómo acoplarlo con la cinética.

Con el objeto de acoplar la hidrodinámica de la FCCU con la cinética, asumimos una pseudo-homogenidad. Esto dice que el reactor es "sin gradientes", por ejemplo, no hay gradientes de concentración de las resistencias interna o externa de transferencia de masa. Hemos también visto que el factor de efectividad para el catalizador de FCC es la unidad. Esto elimina la preocupación de resistencias internas. Más aún, debido a que la velocidad de gas es tan alta en el riser no incluimos transferencias de masa externas. Así, la asunción pseudo-homogénea es válida. Esto permite multiplicar la velocidad de reacción en $\text{mol/g}_{\text{cat}}/\text{s}$ por la densidad de la suspensión en g/cm^3 , así la velocidad de reacción se expresa sobre la base del volumen del reactor (por ejemplo, en unidades de una reacción homogénea). La densidad de la suspensión es la predicha por la hidrodinámica del modelo de Berruti-Kalogerakis. Así, por esta multiplicación, hemos acoplado la cinética con la hidrodinámica.

11.4 ANÁLISIS DE RENDIMIENTOS Y MONITOREO DEL ACEITE CÍCLICO LIVIANO (LCO).

El LCO (Light Cycle Oil) es un producto intermedio clave.

Su monitoreo permite evaluar:

- severidad del craqueo,
- estado del catalizador,

- tendencia a formación de coque.

Indicadores operativos:

- conversión global,
- selectividad gasolina,
- producción de gas seco,
- rendimiento de LCO.

En la operación de la unidad de FCC, la eficiencia del riser se traduce en un espectro de productos que deben ser separados con precisión en la columna fraccionadora principal. El Aceite Cíclico Liviano (LCO) es una de las corrientes de mayor valor para la mezcla de destilados medios, pero su seguimiento operativo requiere una validación constante de su rango de ebullición.

Para el control de procesos, se utiliza la destilación estándar **ASTM D86**, pero para evaluar la eficiencia de fraccionamiento y el solapamiento con la nafta pesada, es imperativo convertir estos datos a una curva de **Punto de Ebullición Verdadero (TBP)**. La metodología de interconversión permite determinar si el LCO está cumpliendo con las especificaciones de punto de inflamación (*flash point*) y punto de turbidez (*cloud point*) requeridas para el diesel.

Ejemplo de monitoreo de fraccionamiento: Si una muestra de LCO presenta una temperatura de 444 °F al 10% en ASTM D86, la aplicación de las ecuaciones de interconversión revela un TBP corregido de 411 °F para ese mismo punto. Un incremento en la diferencia entre los puntos ASTM y TBP puede indicar una mala distribución de calor en los *bombeos* o una relación de reflujo insuficiente, lo que resultaría en una contaminación del LCO con fracciones de nafta pesada, afectando el margen operativo de la unidad.

11.5 BALANCE DE MATERIA EN LA FCCU

El balance global incluye:

Alimentación = productos + coque + pérdidas.

Productos principales:

- gas combustible,
- GLP,
- gasolina FCC,
- LCO,
- slurry oil,
- coque.

El principal objetivo en el balance de materia de la FCCU es determinar la composición de los productos saliendo del reactor. Por peso, los hidrocarburos en la corriente de productos son iguales a los hidrocarburos en la alimentación fresca menos la porción de la alimentación convertida a coque. Si hay una corriente de reciclo al reactor, su flujo debe ser incluido en los productos de reacción.

Los cálculos básicos involucrados en el balance de materia son:

11.5.1 Cálculo de rendimiento del coque

El coque formado controla la temperatura del regenerador.

Mayor coque → mayor generación de calor.

Se realiza lo siguiente:

- Conversión de velocidades de flujo volumétricas de volumen líquido y/o de gas a unidades de masa.
- Normalización de datos para dar un cierre de 100% de balance de materiales.
- Cálculo de conversiones y rendimientos.

El cálculo de rendimiento de coque es un cálculo de combustión simple. La conversión de flujos de unidades de masa involucra el uso de la gravedad específica o las leyes de los gases ideales (dependiendo si la corriente es líquido o vapor). El balance de materia se cierra ajustando los productos en proporción a sus velocidades de flujo. Este cálculo se lleva a cabo debido a que el balance de masa preliminar en una unidad de FCCU muy raramente cierra al 100 %.

11.5.2 Balance de Calor de la FCCU

Ecuación de balance de calor del sistema FCC (Weekman, 1979; Bollas et al., 2007):

$$Q_{\text{combustión_coque}} = Q_{\text{endotérmico_craqueo}} + Q_{\text{pérdidas}} + Q_{\text{catalizador}}$$

Forma expandida:

$$m_{\text{cat}} \cdot C_{p\text{cat}} \cdot (T_{\text{reg}} - T_{\text{riser}}) = \Delta H_{\text{craqueo}} \cdot F_{\text{feed}} + m_{\text{steam}} \cdot \Delta H_{\text{steam}} + Q_{\text{pérdidas}}$$

donde:

m_{cat} = flujo másico de catalizador circulante [kg/s]

$C_{p\text{cat}} \approx 1.08 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot ^\circ\text{C})$ (catalizador FCC)

$T_{\text{reg}}, T_{\text{riser}}$ = temperaturas regenerador y riser [$^\circ\text{C}$]

$\Delta H_{\text{craqueo}} \approx 700\text{--}900 \text{ kJ}/\text{kg}_{\text{feed}}$ (endotérmico)

$\Delta H_{\text{coque_combustión}} \approx 32\text{--}33 \text{ MJ}/\text{kg}_\text{C}$

Yield de coque típico: 4–8% peso de la alimentación VGO

Catalizador/oil ratio (COR): 4–8 [$\text{kg}_{\text{cat}}/\text{kg}_{\text{feed}}$]

El principio fundamental es que el calor generado en el regenerador debe compensar el requerido por el reactor.

Calor regenerador = calor vaporización + calor reacción + pérdidas térmicas.

Un craqueador catalítico se ajusta constantemente para permanecer en balance

térmico. Esto significa que el calor generado por la combustión del coque en el regenerador debe balancear el calor consumido en otras partes del proceso. Se produce suficiente coque en el riser y se quema en el regenerador para:

- Subir la temperatura de la alimentación fresca, el reciclo y el vapor atomizante a la temperatura del riser/reactor.
- Proveer-calor endotérmico de craqueo.
- Incrementar la temperatura del aire de combustión a la temperatura del regenerador.

11.5.3 Reponer pérdidas de calor y consumos de calor misceláneos

Incluye: pérdidas por radiación, purgas, precalentamiento de aire, calentamiento de alimentación.

Se pueden realizar varios balances de calor, dependiendo de la información necesaria. Un balance en el regenerador-despojador permite el cálculo de la velocidad de circulación de los sólidos y así la relación de catalizador a petróleo.

Un balance de calor en el reactor provee el calor global de craqueo. Esta es una manera usual de monitorear el rendimiento del reactor, particularmente indicando las reacciones que ocurren en la unidad.

11.5.4 Balance de Presión en la FCCU

El flujo catalítico depende del diferencial de presión entre reactor y regenerador.

El control adecuado evita: retroflujo, inestabilidad de circulación, pérdida de catalizador.

El balance de presión comprende las varias caídas de presión o ganancias que presentan los componentes de la FCCU. Las caídas de presión ocurren en el riser, a través de la válvula de deslizamiento y sobre los equipos de separación gas-sólido. Estas caídas de presión deben ser balanceadas por las ganancias de presión en las tuberías verticales y tolvas de catalizadores. La clave para una buena circulación es mantener una buena aireación en las tuberías verticales.

Normalmente, se arrastra suficiente gas de combustión con el catalizador desde el regenerador, pero algunas veces, para largas tuberías verticales, se requiere aireación adicional. También crítica es la presencia de finos con menos de 40 micrones, pero el problema es conservarlos en el sistema. Cuando se escapan puede producirse una defluidización.

El FCC convierte gasoils pesados en gasolina y olefinas ligeras. El craqueo ocurre en riser (2–4 segundos), el catalizador se regenera por combustión de coque.

11.6 TECNOLOGÍA DE RISER

El desempeño FCC moderno se basa en mejoras del riser.

11.6.1 Sistemas de terminación de Riser

Separadores rápidos minimizan sobrecraqueo: ciclones internos, disengagers, terminadores rápidos.

Beneficio: mayor selectividad a gasolina y olefinas.

Problema clásico: tiempo de contacto excesivo después del riser → cracking secundario indeseado de gasolina a gas. Solución tecnológica: Separación rápida (< 50 ms)

Tecnología	Principio	Proveedor	Beneficio
Rough-cut cyclones	Ciclones en cabeza de riser	UOP, KBR	Separación inmediata catalizador/vapor
VSS (Vortex Separation System)	Separación inercial por vórtice	UOP	Menor pérdida de presión, menor tiempo
RS-2™	Cámara de asentamiento con stripping	Shell	Mejor recuperación de hidrocarburos adsorbidos
MSCC (Millisecond Catalytic Cracking)	Riser ultracorto, tiempo < 0.5 s	KBR	Máxima olefinas ligeras

11.6.2 Aditivo ZSM-5 para maximizar propileno

La zeolita ZSM-5 introduce sitios ácidos adicionales que favorecen: craqueo secundario, formación de propileno, aumento de olefinas ligeras.

Uso estratégico en refinerías orientadas a petroquímica.

Aditivo de zeolita pentasil (shape-selective) mezclado con E-cat base:

Alimentación → Riser → Gasolina C5-C10 → ZSM-5 aditivo →
Propileno + Butilenos



Reacciones de cracking

selectivo de parafinas/olefinas C6-C8

(evita aromáticos por tamaño de poro)

Impacto típico:

Propileno: +3-5% peso sobre feed

Gasolina: -5-8% (pero mejor octanaje)

LCO: ligeramente aumentado

11.7 SISTEMAS DE REGENERACIÓN AVANZADOS

11.7.1 Modos de regeneración

Regeneración completa, regeneración parcial, combustión CO controlada.

La selección depende del balance térmico requerido.

Modo	O ₂ en regenerador	CO/CO ₂	Temperatura	Aplicación
Combustión parcial	0.5-1.0%	Alto CO	650-700°C	Unidades antiguas, limitadas por metales
Combustión total	2-4%	Bajo CO, CO ₂ dominante	700-750°C	Estándar moderno, mejor eficiencia
Combustión completa con CO incinerador	2-4% en regen, +O ₂ en plenum	CO quemado a CO ₂	700-750°C (regen), < 900°C (plenum)	Máxima recuperación de calor, mínimas emisiones CO

11.7.2 Enfriadores de catalizador

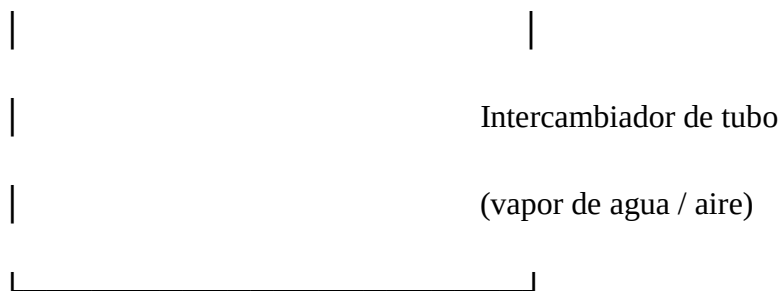
Remueven calor excedente del regenerador permitiendo procesar cargas más pesadas.

Ventajas: mayor flexibilidad operativa, control térmico estable.

Problema: exceso de coque (metales altos, feed pesado) genera más calor del que se puede remover con aire de regeneración.

Solución: Enfriadores de catalizador (external coolers)

Regenerador denso → Ciclón interno → Diplegs a cooler → Catalizador frío retorna



Tipos:

- Tubo-en-lecho fluidizado: Shell, UOP
- Lecho fluidizado circulante: Exxon, Kellogg

Capacidad de remoción: hasta 30% del calor total de regeneración.

11.8 MODELADO CINÉTICO DE FCC

La complejidad molecular del petróleo requiere modelos simplificados.

11.8.1 Estructura de modelos de red de lumping

Los compuestos se agrupan en pseudo-familias llamadas lumps: gas, gasolina, LCO, residuo, coque.

El modelo de Weekman (1968) y extensiones modernas:

Aceite (gas oil) $\longrightarrow$ Gasolina $\longrightarrow$ Gas + Coque

↓

↓

LCO

Aromáticos (gasolina pesada)

↓

Decant Oil (fondos)

Ecuaciones cinéticas con actividad:

$$r_i = k_{0,i} \cdot a(t) \cdot \phi(C_c) \cdot C_{\text{feed}}^{n_i}$$

Donde:

- $\phi(C_c)$ = factor de inhibición por coque (1 para $C_c = 0$, $\rightarrow 0$ para $C_c \rightarrow \text{límite}$)
- $a(t)$ = actividad del catalizador fresco/regenerado

11.8.2 Modelo de 3, 4 y 10 lump

Lumps	Componentes	Uso
3	Aceite, gasolina, (gas+coque)	Predicción rápida, control de planta
4	Aceite, gasolina, LCO, (gas+coque)	Balance de productos intermedios
10+	Parafinas, olefinas, naftenos, aromáticos en cada fracción	Optimización de calidad de gasolina

Mayor número de lumps $\rightarrow$ mayor precisión predictiva.

Modelos de 10 lump se emplean en simuladores industriales.

Implementación: Software comercial: KBC PROFIMATICS FCC-SIMULATOR, Aspen FCC, Shell SCOPE.

11.9 OPTIMIZACIÓN DE PRODUCTOS FCC

11.9.1 Maximización de propileno vs. Gasolina

Variables de ajuste: severidad de reacción, actividad catalítica, uso de ZSM-5, temperatura del riser.

Variable	Máxima gasolina	Máximo propileno
Temperatura de riser	510-530°C	550-580°C
Tiempo de contacto	2-3 s	0.5-1.0 s
Aditivo ZSM-5	Sin o bajo	10-25% de inventario
Reciclo de LCO	Moderado	Mínimo
Proyectado	Gasolina euro 5	Petrochemical feedstock

11.9.2 FCC para residuos (RFCC)

Procesa alimentaciones más pesadas mediante: catalizadores resistentes a metales, mayor circulación catalítica, regeneración intensificada.

Alimentación con 10-30% de residuo atmosférico o vacío:

- Mayor contenido de metales: Requiere E-cat con mayor tolerancia o tecnología DEMET
- Mayor producción de coque: Necesita catalyst coolers o regenerador de dos etapas
- Mayor contenido de azufre: Requiere tratamiento de gases de regeneración (SCR, scrubber)

Tabla 24 Balance típico de masa (por tonelada de alimentación)

Producto	% Masa
Gasolina	45
Gas licuado	20
Coke	5
Residuo	10
Otros	20

Nota. Elaboración propia con base en diseño y operación de unidades de conversión profunda en refinación, incluyendo Gary, Handwerk y Kaiser y reportes

técnicos de la industria de refinación.

11.10 CATALIZADORES DE BAJO COQUE Y SEPARADORES RÁPIDOS

Procesa alimentaciones más pesadas mediante: catalizadores resistentes a metales, mayor circulación catalítica, regeneración intensificada.

Catalizadores de Ultra-bajo Coque: Las modernas formulaciones de zeolita Y ultrastable (USY) dopadas con tierras raras y matrices mesoporosas activas reducen la formación de coque en 15-20%, permitiendo operaciones con mayor severidad o alimentaciones más pesadas sin penalización térmica en el regenerador.

Separadores Rápidos de Riser (RSR - Riser Separation Systems): Para minimizar el sobrecraqueo de productos deseados, los nuevos diseños de terminación de riser incluyen:

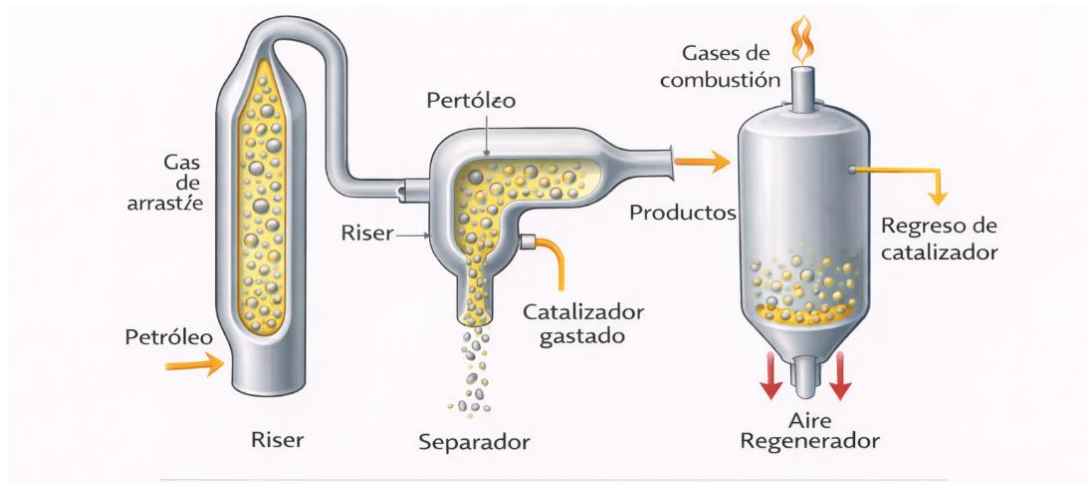
Separadores vórtice de alta eficiencia: Separan catalizador y vapores en <50 ms

Ciclones acoplados cerradamente: Colocados directamente en la salida del riser, reduciendo el tiempo de contacto no deseado en la zona de dilución del reactor

Sistemas de separación inercial: Utilizan fuerzas centrífugas en curvas cerradas para separación flash del catalizador

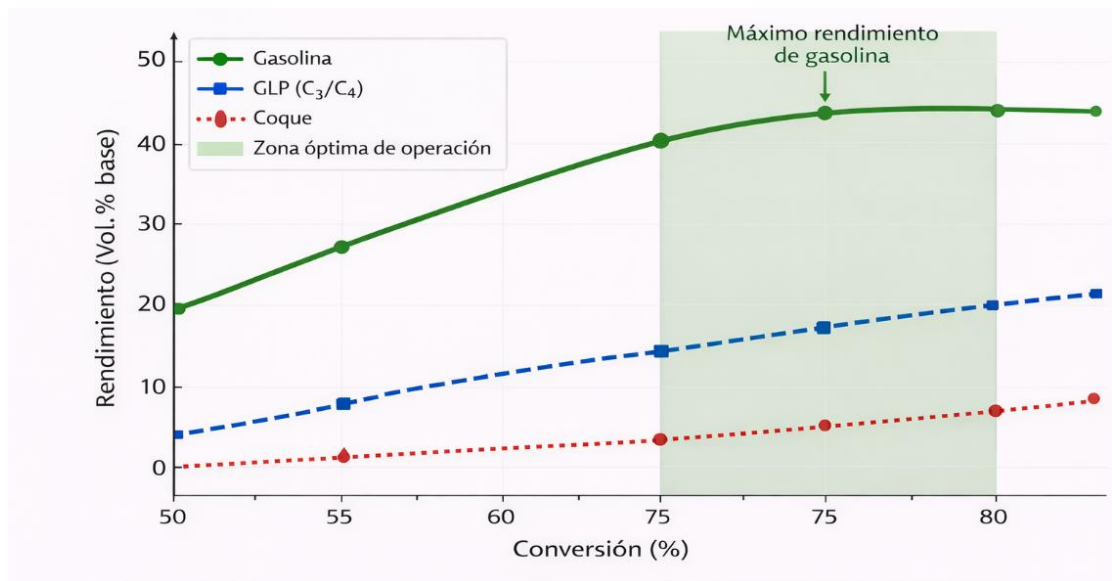
Beneficio: La reducción del tiempo de contacto secundario aumenta el rendimiento de gasolina en 2-3 puntos porcentuales y disminuye la formación de gases secos (C_1 - C_2).

Figura 21 Diagrama FCC



Riser → Separador → Regenerador → Regreso de catalizador

Figura 22 Rendimientos de FCC versus conversión.



Nota. El gráfico deriva del modelo de Weekman

11.11. EJERCICIOS

Ejercicio 11.1

Enunciado: Si alimentación es 100 t/d y conversión es 75 %, ¿cuánta gasolina se produce?

Solución:

$$\text{Gasolina} = 100 \times 0.75 \times 0.45 = 33.75 \text{ t/d}$$

Ejercicio 11.2: Balance de Materia con Reciclo

Una FCC procesa 30,000 bbl/día de gasoil atmosférico (LGO) con las siguientes características:

API: 26.5

Factor de conversión: 78%

Distribución de productos (% peso sobre convertido):

Gasolina: 48%

LPG (C3/C4): 18%

Coque: 5%

Gases secos: 4%

Gasoil ligero: 25% (reciclo)

La unidad opera con reciclo parcial del gasoil ligero (LCO) a la alimentación. El reciclo representa el 40% del LCO producido.

Calcule: a) Producción neta diaria de gasolina (en toneladas) b) Relación C/O requerida si el coque en el catalizador regresado es 1.1% y en el regenerado es 0.05% c) Flujo de catalizador circulante (toneladas/minuto)

Solución:

a) Crudo procesado: $30,000 \text{ bbl/d} \times 159 \text{ L/bbl} \times 0.895 \text{ kg/L}$ (cálculo de densidad por API) $\approx 4,270 \text{ t/d}$

$$\text{Convertido: } 4,270 \times 0.78 = 3,331 \text{ t/d Gasolina: } 3,331 \times 0.48 = 1,599 \text{ t/d}$$

b) Balance de coque: Coque formado = $3,331 \times 0.05 = 166.5 \text{ t/d} = 6.94 \text{ t/h}$

Relación C/O: OC= Diferencia de coque en catalizador

Coque formado= $0.011 - 0.00056.94 \approx 660 \text{ t catalizador/t aceite}$

c) Flujo de catalizador: Circulación = $660 \times 24 \times 604,270 \approx 1,960 \text{ t/min}$

Ejercicio 11.3

Una FCCU procesa 60 000 bbl/d con conversión del 75 %.

Producción convertida:

$60\,000 \times 0.75 = 45\,000 \text{ bbl/d.}$

Ejercicios propuestos

1. Explique el rol térmico del regenerador.
2. Analice impacto del aumento de circulación catalítica.
3. Compare FCC convencional y RFCC.

Problema de diseño

Proponga estrategias operativas para maximizar propileno en una FCCU manteniendo estabilidad térmica y mínima formación de coque.

CAPÍTULO 12

PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL

Objetivos del capítulo:

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la importancia del gas natural en el sistema energético moderno.
- Identificar las etapas principales del procesamiento del gas natural.
- Analizar procesos de separación, endulzamiento y deshidratación.
- Evaluar tecnologías de recuperación de NGL y producción de LNG.
- Aplicar herramientas de simulación y optimización en plantas de gas.

El gas natural producido en campo contiene una mezcla de hidrocarburos ligeros, vapor de agua, gases ácidos e impurezas que deben removerse antes de su transporte o uso industrial.

El procesamiento del gas tiene como objetivos principales:

- cumplir especificaciones de transporte,
- recuperar líquidos valiosos,
- proteger equipos y tuberías,
- reducir impacto ambiental.

12.1 INTRODUCCIÓN Y CONTEXTO

El tratamiento del gas natural transforma el fluido producido en un combustible limpio y una fuente importante de materias primas petroquímicas.

Las plantas modernas integran: separación física, absorción química, refrigeración criogénica, fraccionamiento.

El procesamiento de gas natural incluye la remoción de impurezas como CO₂, H₂S y agua, para cumplir con especificaciones comerciales y operativas (Mokhatab et al., 2019; Kidnay et al., 2011).

El procesamiento del gas natural comprende el conjunto de operaciones destinadas a acondicionar el gas producido desde el yacimiento hasta cumplir especificaciones comerciales, de transporte y de uso final. A diferencia del petróleo crudo, el gas natural requiere la remoción de contaminantes, el control del punto de rocío y la recuperación de componentes valiosos como líquidos del gas natural (NGL). Estas operaciones integran fenómenos de separación, transferencia de calor, procesos criogénicos y simulación de procesos, constituyendo un área fundamental de la ingeniería moderna de hidrocarburos.

12.1.1 Importancia del gas natural en la matriz energética

El gas natural se ha convertido en el combustible fósil de transición debido a:

- menores emisiones de CO₂,
- alta eficiencia energética,
- flexibilidad operativa,
- integración con energías renovables.

Su participación creciente en generación eléctrica y petroquímica impulsa el desarrollo de tecnologías avanzadas de procesamiento.

El gas natural representa aproximadamente el 24% del consumo mundial de energía primaria. En Perú, el yacimiento de Camisea (cuenca Urubamba) con reservas probadas de 9.3 TCF (trillones de pies cúbicos) constituye el mayor descubrimiento de hidrocarburos en la historia del país.

Parámetro	Valor típico gas de Camisea	Especificación comercial
Metano (C ₁)	88-92% mol	> 85%

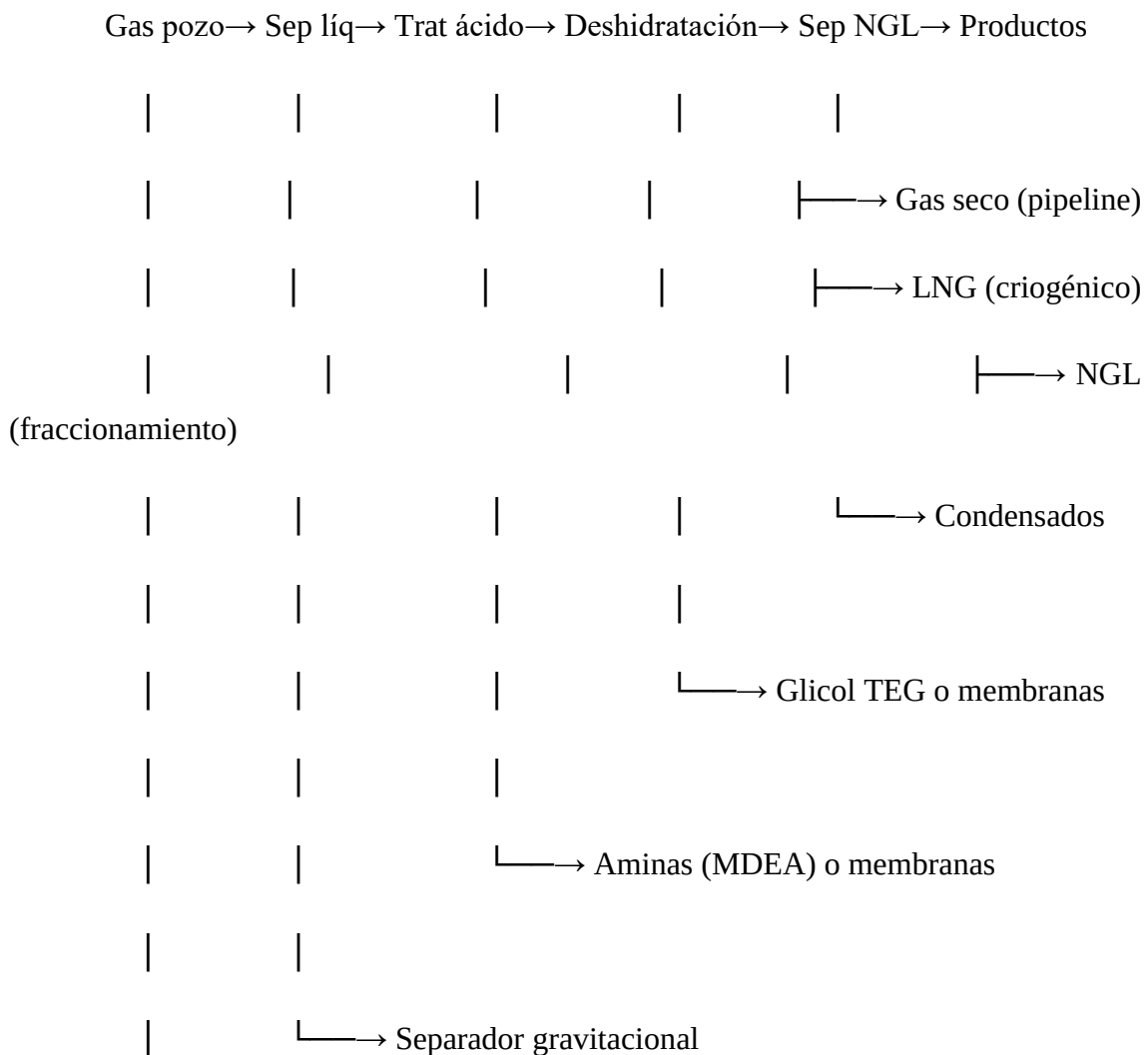
Etano (C₂)	4-6% mol	< 10%
Propano (C₃)	1-2% mol	< 5%
Butanos+ (C₄+) 	0.5-1% mol	< 2%
CO₂	4-6% mol	< 3% (ducto), < 50 ppm (LNG)
N₂	0.5-1% mol	< 4%
H₂S	10-50 ppm	< 4 ppm (ducto), < 3.5 ppm (LNG)

Nota. Agua <7 lb/MMscf

12.1.2 Esquema general de procesamiento

Las etapas típicas son:

Producción → Separación primaria → Endulzamiento → Deshidratación →
Recuperación NGL → Compresión → Transporte o Licuefacción.



|

└──→ Producción (baja presión, saturado de agua y HCs)

12.2 SEPARACIÓN DE LÍQUIDOS Y TRATAMIENTO DE GAS ÁCIDO

12.2.1 Separación gravitacional multietapa

Los separadores bifásicos y trifásicos eliminan: agua libre, condensados, sólidos. Se utilizan configuraciones en serie para maximizar recuperación.

Principio: Separación de fases por diferencia de densidad, con reducción escalonada de presión para minimizar pérdidas de líquidos en el gas.

Diseño de separadores:

Etapa	Presión (bara)	Temperatura (°C)	Líquido separado
Primera (HP)	40-80	20-40	Condensado de alta presión
Segunda (MP)	10-20	20-30	Condensado medio
Tercera (LP)	2-5	20	Condensado liviano
Separador de batería	1-2	20	Estabilizado para almacenamiento

Criterio de diseño - Velocidad de asentamiento:

$$u_{\text{gas, max}} = K \sqrt{(\rho_L - \rho_G) / \rho_G}$$

Donde:

- K = factor de separación (0.03-0.1 m/s para separadores verticales)
- ρ_L, ρ_G = densidades de líquido y gas (kg/m³)

Ejemplo resuelto 12.1:

Diseñe un separador vertical para 50 MMSCFD de gas a 40 bara, 30°C. Densidad gas = 35 kg/m³, densidad de condensado = 600 kg/m³, $K = 0.05$ m/s.

Solución:

Velocidad máxima: $u_{max} = 0.0535600 - 35 = 0.05 \times 4.02 = 0.201 \text{ m/s}$

Flujo volumétrico de gas: $Q_{std} = 50 \times 10^6 \text{ SCFD} = 16,580 \text{ Nm}^3/\text{h} = 4.6 \text{ Nm}^3/\text{s}$

A condiciones operación (ley de gases ideales): $Q_{op} = Q_{std} \times (P_{std} / P_{op}) \times (T_{op} / T_{std})$
 $= 4.6 \times (1.013/40) \times (303/288) = 0.122 \text{ m}^3/\text{s}$

Área requerida: $A = Q_{op} / u_{max} = 0.122 / 0.201 = 0.607 \text{ m}^2$

Diámetro: $D = \sqrt{(4A / \pi)} = \sqrt{(4 \times 0.607 / \pi)} = 0.88 \text{ m} \approx 36 \text{ pulgadas}$

Altura típica: $3-4 \times \text{diámetro} = 2.6-3.5 \text{ m} + \text{sección de líquido.}$

12.2.2 Procesos de endulzamiento (sweetening)

Efectúan la remoción de gases ácidos: H_2S , CO_2 .

Los procesos comunes son: absorción con aminas (MEA, DEA, MDEA), procesos físicos (Selexol, Rectisol).

Los beneficios que se obtienen son: reducción de corrosión, cumplimiento ambiental, protección catalítica.

Reacciones de absorción $\text{H}_2\text{S}/\text{CO}_2$ con aminas:

1. $\text{H}_2\text{S} + \text{R}_2\text{NH} \rightleftharpoons \text{R}_2\text{NH}_2^+ + \text{HS}^-$ (rápida, iónica)
2. $\text{CO}_2 + 2\text{R}_2\text{NH} \rightleftharpoons \text{R}_2\text{NCOO}^- + \text{R}_2\text{NH}_2^+$ (lenta con MDEA)
3. $\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{R}_2\text{NH} \rightleftharpoons \text{R}_2\text{NH}_2^+ + \text{HCO}_3^-$

Comparación de solventes (Kohl & Nielsen, 1997):

Solvente Conc. típica Cap. absorción Ventaja

MEA 15–20 wt% 0.5 mol/mol Máxima eliminación

DEA 25–35 wt% 0.7 mol/mol Menor degradación

MDEA 40–55 wt% 0.5–1.0 Selectividad H₂S vs CO₂

DGA 50–70 wt% 0.3–0.4 Gas amargo con COS

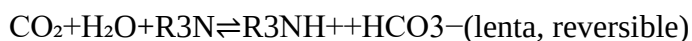
Especificaciones de gas natural tratado:

- H₂S: < 4 ppm (pipeline) o < 0.25 grains/100scf
- CO₂: < 2 mol% (típico) o < 50 ppm (LNG)

Procesos con disolventes químicos:

Disolvente	Capacidad H ₂ S (mol/mol)	Regeneración	Ventaja principal	Uso típico
MEA (Monoetanolamina)	0.5	Calor	Alta reactividad, baja presión parcial H ₂ S	Tratamiento rígido
DEA (Dietanolamina)	0.35-0.65	Calor	Menor corrosión que MEA, menor pérdida por vaporización	Uso general
MDEA (Metil-dietanolamina)	0.5-1.0	Calor selectivo	Selectividad H ₂ S vs. CO ₂ , menor energía	Gas con CO ₂ alto
DGA (Diglicolamina)	0.25-0.3	Calor	Baja presión de vapor, buena para frío	Climas fríos

Química de absorción con aminas:



Selectividad MDEA:

- H₂S se absorbe en toda la columna (reacción instantánea)

- CO₂ solo se absorbe significativamente en sección de cola (tiempo de contacto largo)
- Resultado: 60-80% de CO₂ pasa, 99%+ de H₂S removido

Diseño de columna de absorción con aminas:

Parámetro	Valor típico	Efecto de desviación
Presión de operación	20-80 bar	Mayor P = menor volumen, pero menor selectividad
Temperatura de entrada	30-50°C	Mayor T = menor capacidad de absorción
Relación L/G	1.5-3.0 kmol amina/kmol gas	Menor L/G = menor remoción, menor energía
Concentración de amina	30-50% masa	Mayor concentración = menor volumen, mayor corrosión

Balance de masa simplificado:

Entrada H₂S - Salida H₂S = Absorbido rico

$F_{gas} \cdot y_{H_2S, in} - F_{gas} \cdot y_{H_2S, out} = F_{amina} \cdot (CH_2S, rico - C_{H_2S}, pobre)$

12.2.3 Procesos de deshidratación

El agua debe eliminarse para evitar la formación de hidratos. Los métodos principales son: uso de glicoles (TEG), adsorción con tamices moleculares, refrigeración.

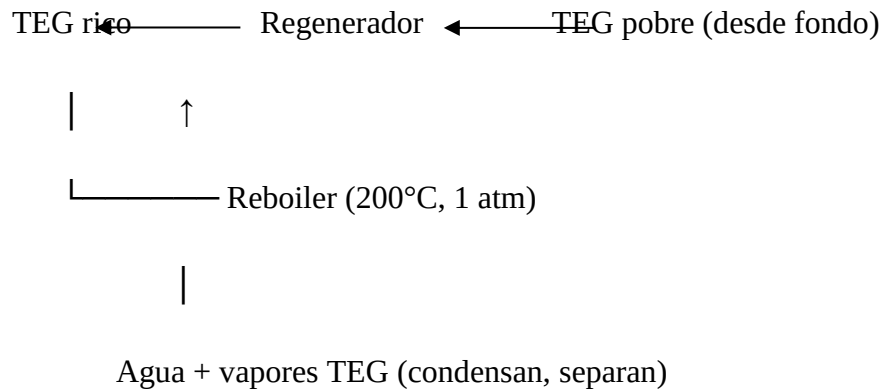
Especificaciones de agua:

Uso del gas	Especificación de agua	Método típico
Transporte por ducto	< 112 mg/Sm ³ (7 lb/MMSCF)	TEG
LNG (liquefacción)	< 1 ppm (dew point < -100°C)	Molsieve o aluminio activado
Criogénico (NGL)	< 0.1 ppm	Molsieve
Inyección en yacimiento	< 50 ppm	TEG o refrigeración

Proceso TEG (Trietilenglicol):

Gas húmedo → Contactor → Gas seco (al producto)

↑



Concentración TEG vs. dew point:

Concentración TEG (% masa)	Dew point de gas tratado (°C)	Presión parcial agua en equilibrio (Pa)
95	-10	130
97	-20	50
98	-30	20
99	-40	8
99.5	-50	3
99.9	-70	0.3

Depresión de Dew point (DPD): $DPD = T_{gas, in} - T_{dew, gas, out}$
 $\approx 20-40^{\circ}\text{C}$ para TEG convencional

Para requerimientos más estrictos: **Drizo o Coldfinger** (regeneración con stripping gas), o **membranas**.

12.3 RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL (NGL)

Los NGL incluyen: etano, propano, butanos y gasolina natural.

La recuperación de líquidos del gas natural (*Natural Gas Liquids, NGL*) constituye una etapa fundamental dentro del procesamiento del gas, ya que permite separar hidrocarburos pesados valiosos presentes en la corriente gaseosa, tales como etano, propano, butanos y gasolinas naturales. Estos componentes poseen alto valor comercial como materias primas petroquímicas, combustibles o insumos para procesos de refinación.

El objetivo principal de las unidades de recuperación NGL es reducir el contenido de hidrocarburos condensables en el gas residual para cumplir especificaciones de transporte por gasoducto, al mismo tiempo que se maximiza la recuperación económica

de productos líquidos. Para lograrlo se emplea una combinación de operaciones de absorción, expansión y fraccionamiento, integradas dentro de esquemas de procesamiento térmico y criogénico.

12.3.1 Procesos de Absorción. Recuperación de C₂+

Se usan aceites absorbentes para capturar hidrocarburos pesados. Es adecuado para recuperaciones moderadas.

La absorción consiste en el contacto íntimo entre el gas natural y un líquido absorbente capaz de disolver selectivamente los hidrocarburos pesados. En torres de absorción operadas a alta presión y baja temperatura, el gas asciende mientras el aceite absorbente desciende en contracorriente, capturando componentes C₂⁺ y fracciones más pesadas.

El líquido rico obtenido posteriormente es enviado a etapas de regeneración donde, mediante calentamiento y reducción de presión, se liberan los hidrocarburos absorbidos para su recuperación. Este método fue ampliamente utilizado en plantas tempranas de procesamiento de gas y continúa empleándose en aplicaciones específicas donde se requiere flexibilidad operacional.

Método	Profundidad de recuperación	Ventaja	Desventaja
Refrigeración mecánica (propano)	60-80% C ₃ , 15-30% C ₂	Simple, bajo costo de capital	Limitado a -40°C, no recupera etano
Expanders (turbina de expansión)	80-95% C ₃ , 40-70% C ₂	No refrigerante externo, usa ΔP del gas	Requiere ΔP disponible, compresión posterior
Criogénico (cascada o mixto)	>90% C ₂ , etano especificación	Máxima recuperación, etano como producto	Alto costo capital, complejidad

12.3.2 Proceso de expansión (Turboexpander)

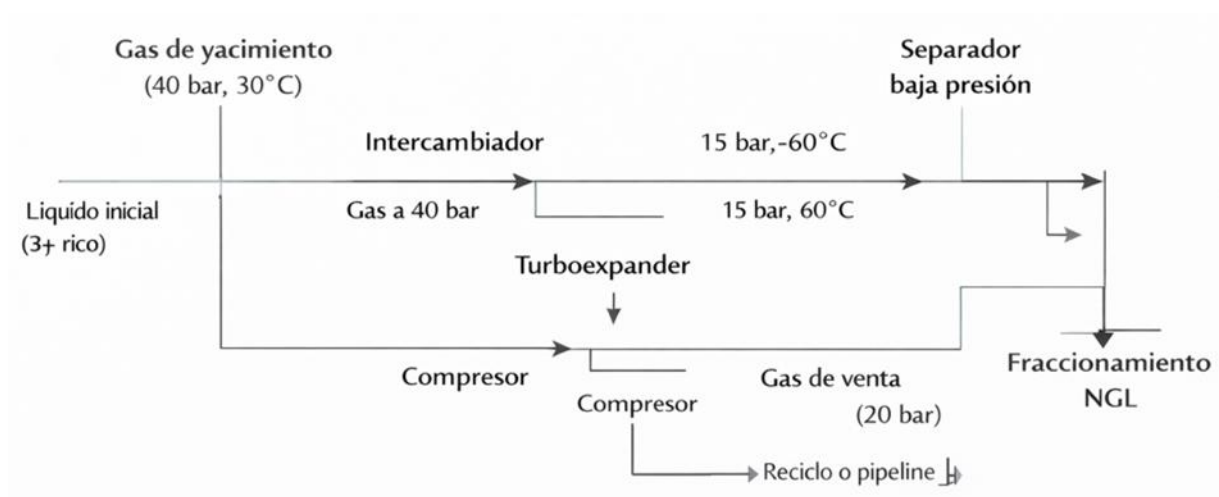
La expansión del gas genera enfriamiento criogénico. Las ventajas son las siguientes: alta recuperación de etano, eficiencia energética elevada, operación industrial estándar.

Los procesos de recuperación NGL emplean expansión criogénica, en la cual el

gas natural se enfría mediante intercambiadores de calor y posteriormente expandido a través de válvulas Joule–Thomson o turbinas de expansión. La reducción súbita de presión produce un descenso significativo de temperatura que provoca la condensación parcial de los hidrocarburos pesados.

La expansión mediante turboexpansores permite recuperar energía mecánica del proceso, incrementando la eficiencia energética global de la planta. Este método presenta elevadas eficiencias de recuperación, especialmente para etano y propano, por lo que constituye la tecnología predominante en instalaciones modernas de procesamiento de gas natural.

Principio: Expansión isentrópica del gas a través de turbina → trabajo extraído + enfriamiento por efecto Joule-Thomson.



Balance de energía:

Trabajo de expansión: $W_{exp} = \eta_{iso} \cdot \dot{m} \cdot (h_{in} - h_{out, isentrópico})$

Este trabajo se usa típicamente para recomprimir el gas de venta.

Recuperación típica con expander:

Componente	Recuperación (% en feed)
C ₁ (metano)	90-95% (al gas de venta)
C ₂ (etano)	40-70% (variable con temperatura)
C ₃ (propano)	85-95%
C ₄₊ (butanos+)	>95%

Ejemplo 12.2:

Un gas con composición 85% C₁, 8% C₂, 4% C₃, 2% C₄+, 1% N₂ se procesa en expanders a -70°C. Estime la recuperación de propano si el líquido separado tiene 30% C₁, 25% C₂, 30% C₃, 15% C₄+

Solución:

Base: 100 mol de feed

Balance de C₃:

- Entrada: 4 mol
- En líquido: $0.30 \times L$ (donde L = moles de líquido)
- En gas: $0.04 \times (100 - L) \approx$ despreciable si recuperación alta

Si recuperación de C₃ es 90%: $0.90 \times 4 = 0.30 \times L$ $L = 12$ mol

Verificación balance global:

- Líquido: 12 mol con composición dada
- Gas: 88 mol, enriquecido en C₁

Composición calculada del gas: C₁: $(85 - 0.30 \times 12) / 88 = (85 - 3.6) / 88 = 92.5\%$

C₃: $(4 - 3.6) / 88 = 0.45\%$

12.3.3 Fraccionamiento de Líquidos del Gas Natural

Se hace una separación posterior en columnas: deetanizadora, depropanizadora, debutanizadora. Permite obtener productos comerciales individuales.

Una vez recuperada la corriente líquida rica en hidrocarburos, se procede a su fraccionamiento, cuyo objetivo es separar individualmente los distintos componentes mediante columnas de destilación sucesivas. El tren típico de fraccionamiento incluye columnas desetanizadoras, despropanizadoras, debutanizadoras y estabilizadoras,

permitiendo obtener productos comerciales con especificaciones definidas.

El fraccionamiento representa la etapa final de valorización del NGL, transformando una mezcla compleja en corrientes puras destinadas a mercados energéticos y petroquímicos. La integración térmica entre columnas y la optimización del consumo energético constituyen aspectos clave en el diseño moderno de estas unidades.

12.3.4 Integración del Proceso de Recuperación NGL

La integración energética entre expansión, refrigeración y fraccionamiento minimiza consumo de energía y maximiza recuperación.

La selección del esquema tecnológico depende de factores como composición del gas, presión de operación, requerimientos de recuperación y condiciones económicas. En la práctica industrial, los procesos de absorción, expansión y fraccionamiento operan de manera integrada, formando sistemas altamente eficientes capaces de maximizar la recuperación de líquidos mientras se garantiza la calidad del gas residual enviado a transporte o licuefacción.

12.4 SEPARACIÓN CRIOGÉNICA Y LICUEFACCIÓN DE GAS NATURAL (LNG)

La licuefacción del gas natural se logra mediante procesos criogénicos que reducen su volumen aproximadamente 600 veces (Barron, 1985). Esto facilita el transporte marítimo.

12.4.1 Fundamentos termodinámicos de la licuefacción

El LNG se obtiene enfriando el gas hasta aproximadamente $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ bajo condiciones controladas. Los principios involucrados son: expansión Joule-Thomson, ciclos de refrigeración en cascada, transferencia térmica criogénica.

Trabajo mínimo de separación y licuefacción:

Para licuar metano desde 1 atm, 25°C hasta líquido saturado a 1 atm, -161°C :

$$W_{min} = \Delta H - T_0 \Delta S$$

Datos para metano:

- $\Delta H = -510$ kJ/kg (entalpía de licuación)
- $\Delta S = -4.5$ kJ/(kg·K) (cambio de entropía)
- $T_0 = 298$ K (temperatura ambiente)

$$W_{min} = -510 - 298 \times (-4.5) = -510 + 1341 = \mathbf{831 \text{ kJ/kg}}$$

Eficiencia de procesos reales:

- Proceso criogénico real: 1,200-1,800 kJ/kg
- Eficiencia termodinámica: 45-70%

12.4.2 Ciclos de refrigeración para LNG

Parámetros de eficiencia de procesos LNG (IEA, 2021; Kidnay et al., 2011):

Consumo específico típico por proceso:

Proceso	Consumo [kWh/t LNG]	Eficiencia relativa
Cascada clásica	280–300	Alta eficiencia
MR (Mixed Refrig.)	260–290	Estándar APCI
Optimized Cascade	240–270	Mejor uso frío
DMR (Dual MR)	250–280	Balance LNG/NGL
N ₂ expander	350–400	Pequeña escala

Temperaturas del proceso:

- Etileno (ciclo 1): -100 °C
- Propano/C₃ (precooling): -35 a -45 °C

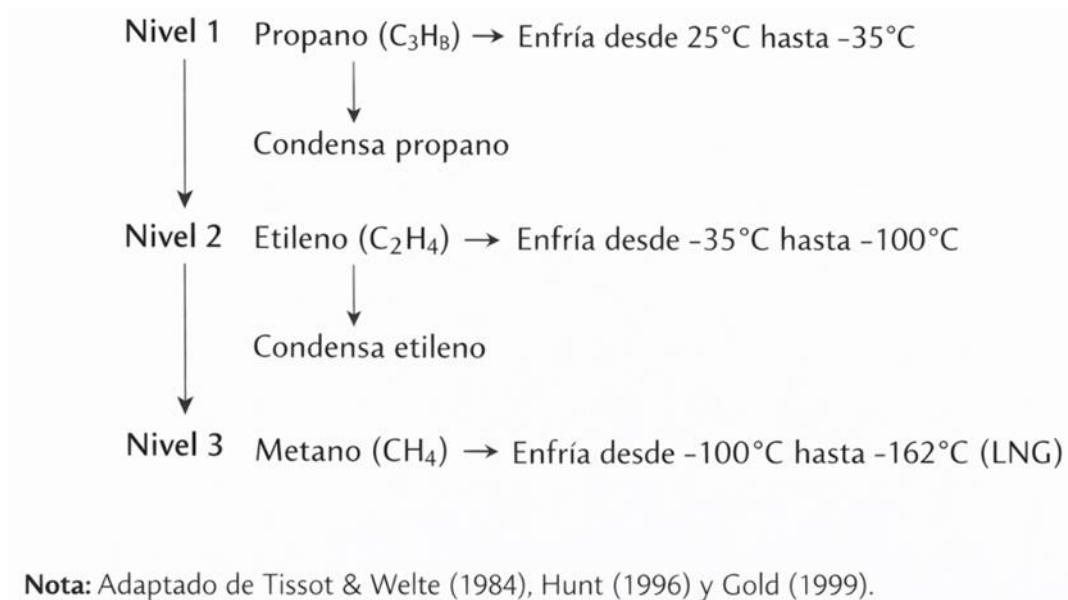
- Metano/N₂ (cryogenic): -162 °C

Consumo energético LNG planta típica: 250–350 kWh/t LNG = 8–12% del contenido energético

Ecuación de eficiencia: $W_{\text{real}}/W_{\text{Carnot}}$ típicamente 0.30–0.40 para ciclos industriales

Las configuraciones principales son: ciclo en cascada, mezcla refrigerante (MR), proceso C3MR, ciclo dual mixto.

A. Ciclo Cascade (Refrigeración en cascada)



Esquema del proceso:

Gas natural → Precooling propano → Licuefacción etileno → Subenfriamiento metano → LNG (-162°C)

↑

Cada refrigerante tiene su propio ciclo de compresión / condensación / evaporación.

Ventajas:

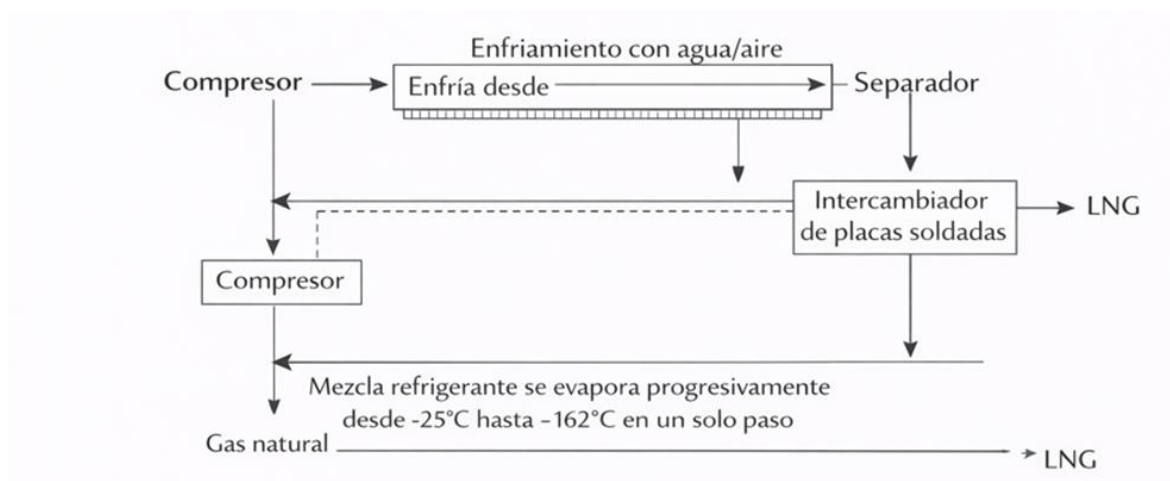
- Eficiencia termodinámica muy alta ($\approx 55\%$ del Carnot)
- Refrigerantes puros = temperaturas de evaporación constantes
- Más de 50 plantas en operación mundial

Desventajas:

- Tres sistemas de compresión independientes (alto CAPEX)
- Inventario de refrigerantes tóxicos/inflamables (etileno)
- Complejidad operativa

B. Ciclo SMR (Single Mixed Refrigerant)

Concepto: Una mezcla de hidrocarburos (C_1 a $C_5 + N_2$) que evapora en rango de temperatura continuo, aproximando la curva de enfriamiento del gas natural.



Composición típica SMR:

Componente	% mol	Función
N_2	5-10	Enfriamiento final, control de presión
C_1	30-40	Enfriamiento medio-bajo
C_2	30-40	Enfriamiento medio
C_3	10-15	Precooling
C_4+	5-10	Precooling, lubricación del compresor

Ventajas:

- Un solo compresor (menor CAPEX que cascade)
- Simplicidad operativa
- Escala: 1-5 MTPA típico

Desventajas:

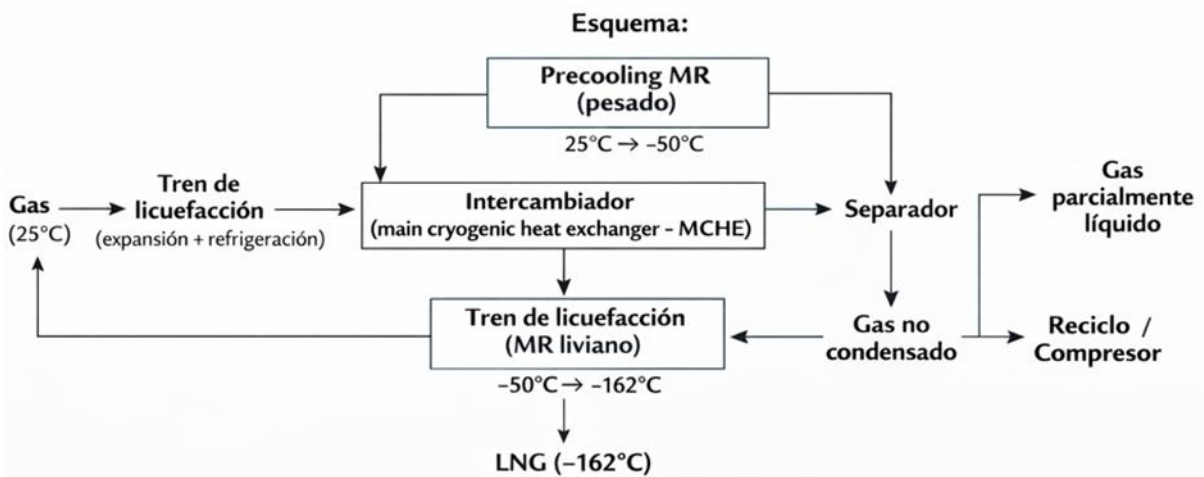
- Menor eficiencia que cascade ($\approx 45\%$ del Carnot)
- Optimización de mezcla compleja (ajuste por estaciones)
- Dificultad para arranque (refrigerante debe prepararse)

C. Ciclo DMR (Dual Mixed Refrigerant)

Híbrido: Dos mezclas refrigerantes en lugar de tres puros (*cascade*) o uno (SMR).

MR Pesado (C_2-C_4): Precooling desde 25°C hasta -50°C

MR Liviano (C_1-N_2): Licuefacción / subenfriamiento desde -50°C hasta -162°C



Nota: Adaptado de Tissot & Welte (1984), Hunt (1996) y Gold (1999).

Ventajas:

- Eficiencia cercana a cascade con complejidad intermedia
- Escala: 2-8 MTPA (Melkøya, Snøhvit, Qatargas III)

- Flexibilidad operativa

D. Ciclo MFC (Mixed Fluid Cascade) - Linde

Combinación: Mezclas refrigerantes en configuración cascade.

Nivel 1: MR Precooling (C₃-C₄) —→ 25°C a -50°C

Nivel 2: MR Licuefacción (C₁-C₂) —→ -50°C a -150°C

Nivel 3: MR Subenfriamiento (N₂-C₁) —→ -150°C a -162°C

Aplicación: Planta más grande del mundo: Qatargas Train 4 (7.8 MMTPA).

12.4.3 Intercambiadores de calor criogénicos

Son equipos críticos y pueden ser: intercambiadores de placas-aleta, espiralados, cold box integrada.

Requieren materiales resistentes a bajas temperaturas.

Tipos para LNG:

Tipo	Aplicación	Características
PFHE (Plate-Fin Heat Exchanger)	SMR, precooling	Aluminio, alta eficiencia, compacto
Coil-wound (espiral)	Cascade, MFC	Acero inoxidable o aluminio, muy grande
PCHE (Printed Circuit)	Offshore, compactos	Acero inoxidable, microcanales, alta presión

PFHE de aluminio:

- Material: Aleación 3003, 5083 (Al-Mn, Al-Mg)
- Temperatura mínima: -269°C (apto para helio)
- Ventaja principal: Muy compacto (200-1000 m²/m³)
- Limitación: Diferencial de presión < 100 bar típicamente

Diseño térmico - ΔT mínimo de aproximación:

Para máxima eficiencia termodinámica:

$$\Delta T_{\min} = T_{\text{hot, in}} - T_{\text{cold, out}} = T_{\text{hot, out}} - T_{\text{cold, in}} \approx 2-3^{\circ}\text{C}$$

En intercambiadores criogénicos modernos (tipo "spiral wound" de Linde o "Core-in-kettle").

12.4.4 Balance de energía y consumo específico

El consumo típico es de 200–250 kWh por tonelada de LNG producido. La optimización energética determina la viabilidad económica del proyecto.

Parámetro	Valor típico	Unidad
Consumo energético (eficiente)	280-360	kWh/ton LNG
Consumo energético (proceso antiguo)	450-600	kWh/ton LNG
Refrigerante SMR	2,000-3,000	kg/ton LNG
Agua de enfriamiento	15-25	m ³ /ton LNG
Inertes removidos (N ₂ , He)	1-3	% del gas feed

Ejemplo resuelto 12.3:

Una planta LNG de 4 MMTPA (millones de toneladas por año) usa ciclo SMR con consumo de 320 kWh/ton. Calcule: (a) Potencia total requerida (b) Costo anual de energía eléctrica a 0.10 USD/kWh (c) Eficiencia termodinámica vs. mínimo teórico

Solución:

(a) Potencia total: $W = 4 \times 10^6 \text{ ton/año} \times 1 \text{ ton} \times 320 \text{ kWh} \times 8760 \text{ h/año} = \mathbf{146 \text{ MW}}$

(b) Costo anual de energía: $\text{Costo} = 4 \times 10^6 \times 320 \times 0.10 = 128 \text{ MM USD/año}$

(c) Eficiencia termodinámica: $W_{\text{real}} = 320 \text{ kWh/ton} \times 3600 \text{ kJ/kWh} = 1,152,000 \text{ kJ/ton} = 1,152 \text{ kJ/kg}$

$W_{\min} = 831 \text{ kJ/kg}$ (calculado anteriormente)

$$\eta_{II} = W_{\text{real}} / W_{\min} = 1152 / 831 = \mathbf{72\%}$$

Esta es una eficiencia excepcional; valores típicos son 45-60%.

12.4.5 Almacenamiento y transporte de LNG

El LNG se almacena en tanques criogénicos aislados y se transporta mediante buques metaneros especializados.

Tanques de almacenamiento:

Tipo	Capacidad	Aplicación	Evaporación diaria (BOG)
ATB (Aboveground Full Containment)	80,000-200,000 m ³	Terminal terrestre	0.05-0.1%
GBS (Gravity Based Structure)	>200,000 m ³	Terminal offshore	0.05%
Membrana (Gaztransport, Technigaz)	25,000-170,000 m ³	Buques LNG	0.1-0.15%
Moss (esferas)	125,000-155,000 m ³	Buques LNG antiguos	0.15-0.2%

BOG (Boil-Off Gas) manejo:

- Recompresión y reliquefacción en planta
- Uso como combustible en motores de buque (ME-GI, X-DF)
- Reinyección a pipeline (si compatible)

Transporte marítimo:

- Buques Q-Flex: 210,000 m³ (~4.5 MMTPA por buque)
- Buques Q-Max: 266,000 m³ (~5.8 MMTPA por buque)
- Ruta Qatar-Japón: ~20 días, ~10,000 km

12.5 SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS DE GAS

12.5.1 Ecuaciones de estado para sistemas de gas natural

Ecuación	Aplicación	Precisión
Peng-Robinson (PR)	Hidrocarburos, procesos criogénicos	Buena para vapor-líquido
Soave-Redlich-Kwong (SRK)	Gas natural, petróleo	Similar a PR, más simple

BWRS (Benedict-Webb-Rubin-Starling)	Gas natural denso	Excelente para alta presión
GERG-2008	Gas natural metrológico	Referencia ISO, muy precisa

Parámetros de interacción binaria (k_{ij}):

Para metano-etano: $k_{ij} \approx 0.0$ Para metano-CO₂: $k_{ij} \approx 0.09-0.12$ (ajustado a datos experimentales)

12.5.2 Optimización de recuperación de NGL

Las variables críticas: temperatura de expansión, presión de operación, composición del gas, integración térmica.

El uso de simuladores de procesos permite maximizar valor económico del gas producido.

Variable de decisión: Temperatura de separación en expander o nivel de precooling.

Función objetivo: $\text{Max Valor} = \sum (\text{Precio}_{\text{NGL}, i} \cdot \text{Recuperación}_i) - \text{Costo compresión} - \text{Costo refrigeración}$

Restricción: especificación de punto de rocío del gas de venta (HJ - 7°C típico para pipeline).

Ejemplo resuelto 12.4:

Optimización de temperatura en expander: el gas del Ejemplo 12.2 (85% C₁, 8% C₂, 4% C₃, 2% C₄₊, 1% N₂) se procesa a 40 bar. El valor de productos es: C₁ en gas = 15 USD/MM BTU, C₂ = 8 USD/MMBTU, C₃ = 12 USD/MMBTU, C₄₊ = 15 USD/MMBTU. El costo de compresión es 0.5 USD/MMBTU de gas procesado. Determine la temperatura óptima de separación si la recuperación de C₃ sigue la correlación: $\text{Rec}_{\text{C}_3} = 100 - \exp(0.05 \times (T + 100))$ para T en °C, y el gas de venta debe tener poder calorífico > 950 BTU/SCF.

Solución:

Procedimiento iterativo (o uso de software):

T (°C)	Recc ₃ (%)	C ₃ recuperado	Valor C ₃	Valor gas venta*	Costo compresión	Valor neto
-40	100-e ⁻³ = 95%	3.8 mol	45.6	85.5	5.0	126.1
-60	100-e ⁻² = 86%	3.44	41.3	87.2	5.0	123.5
-80	100-e ⁻¹ = 63%	2.52	30.2	89.8	5.0	115.0

*Cálculo valor gas venta: Gas enriquecido en C₁ tiene menor poder calorífico, pero mayor volumen. Se requiere verificación de especificación > 950 BTU/SCF.

A -40°C: Poder calorífico del gas de venta (92.5% C₁) ≈ 920 BTU/SCF → **No cumple especificación**

A -60°C: Gas de venta ≈ 94% C₁, 920 BTU/SCF → **No cumple**

A -80°C: Gas de venta ≈ 96% C₁, 910 BTU/SCF → **No cumple**

Restricción activa: Se requiere temperatura más alta o bypass de feed.

Temperatura mínima para cumplir 950 BTU/SCF: T ≈ -30°C con 20% bypass.

T_{opt} ≈ -30°C con bypass parcial

12.6 EJERCICIOS PROPUESTOS

Nivel 1: Aplicación directa

12.6.1 Diseñe un separador horizontal para 100 MMSCFD de gas a 60 bara, 40°C. Densidad de gas = 45 kg/m³, densidad de líquido = 550 kg/m³. Use K = 0.08 m/s para separador horizontal con longitud = 4 × diámetro. Considere 5 minutos de retención de líquido para 50 m³/día de condensado.

12.6.2 Calcule la concentración de MEA requerida para remover 95% del H₂S de un gas con 2% H₂S, flujo 10,000 kmol/h, si la relación L/G es 2.5 kmol/kmol y la carga máxima de H₂S en amina rica es 0.4 mol/mol.

Nivel 2: Análisis y síntesis

12.6.3 Un gas con dew point de agua de 20°C a 70 bar debe ser deshidratado hasta

dew point de -40°C . Calcule la concentración de TEG requerida y estime el consumo de energía en el regenerador si el gas se procesa a $500,000 \text{ m}^3/\text{h}$ estándar.

12.6.4 Para el proceso expander del Ejemplo 12.2, calcule la recuperación de etano si la temperatura de separación baja presión es -80°C y la constante de equilibrio $K = y/x$ para etano a esa condición es 2.5. Use flash isotérmico con 90% de etano en líquido asumiendo equilibrio.

Nivel 3: Diseño y optimización

12.6.5 Diseñe preliminarmente un sistema de licuefacción SMR para 2 MMTPA de LNG. Estime: (a) composición de refrigerante, (b) potencia de compresión, (c) área de intercambiador PFHE, (d) consumo de utilities. Use eficiencia isoentrópica de compresión 80%, ΔT mínimo 3°C , U global $500 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})$.

12.6.6 Optimice la recuperación de NGL de un gas rico en etano (12% C_2) comparando: (a) expander a -100°C , (b) refrigeración propano a -40°C , (c) ciclo criogénico simplificado. Considere precios: gas 10 USD/MMBTU, etano 6 USD/MMBTU, propano 12 USD/MMBTU. Costo electricidad 0.08 USD/kWh. Determine la opción de máximo valor presente neto para 15 años de operación.

Nivel 4: Troubleshooting e integración

12.6.7 Una planta LNG reporta aumento de consumo de energía del 15% en 6 meses. El análisis muestra aumento de presión diferencial en el intercambiador principal y menor producción. Diagnostique las causas probables y proponga un programa de acción de corto y largo plazo considerando que la planta debe operar otros 18 meses antes de la próxima parada programada.

12.7 NOMENCLATURA

Símbolo	Definición	Unidades
a	Actividad del catalizador	-
A	Área de intercambiador	m^2
D	Diámetro	m
DPD	Depresión de punto de rocío	$^{\circ}\text{C}$
F	Flujo molar	kmol/h
h	Entalpía específica	kJ/kg

H	Entalpía molar	kJ/kmol
K	Factor de separación Souders-Brown	m/s
K_i	Constante de equilibrio del componente i	-
L	Flujo de líquido	kmol/h
L/G	Relación de líquido / gas	kmol/kmol
LHSV	Liquid Hourly Space Velocity	h ⁻¹
P	Presión	bar, Pa
Q	Flujo volumétrico	m ³ /s, m ³ /h
T	Temperatura	°C, K
u	Velocidad superficial	m/s
U	Coeficiente global de transferencia	W/(m ² ·K)
W	Potencia, trabajo	kW, kJ/kg
x	Fracción molar en líquido	-
y	Fracción molar en vapor	-
ΔH_{mix}	Entalpía de mezcla	kJ/kmol
η	Eficiencia	-
ρ	Densidad	kg/m ³

CAPÍTULO 13

ALQUILACIÓN Y REFORMACIÓN

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el papel de los procesos de mejora de gasolinas en refinería.
- Analizar los fundamentos del proceso de alquilación.
- Identificar principios operativos del reformado catalítico.
- Evaluar implicancias ambientales y tecnológicas modernas.
- Reconocer tendencias futuras en producción de combustibles de alto octanaje.

La mejora de la calidad de las gasolinas constituye uno de los objetivos centrales de la refinación moderna. Los procesos de alquilación y reformación catalítica permiten transformar corrientes de bajo valor en componentes de alto octanaje, esenciales para cumplir especificaciones ambientales y de desempeño de combustibles.

Ambos procesos forman parte del sistema de optimización del pool de gasolina en refinería.

La reformación catalítica transforma naftas con bajo octanaje (principalmente parafinas lineales y naftenos) en hidrocarburos con alto octanaje, como aromáticos e isoparafinas, mediante reacciones de deshidrogenación e isomerización.

La alquilación combina olefinas ligeras (como propileno o butileno) con isobutano para formar alquilatos (isoparafinas de cadena ramificada). Estos compuestos tienen un alto número de octano, baja presión de vapor y no contienen aromáticos ni azufre.

13.1 INTRODUCCIÓN A LOS PROCESOS DE MEJORA DE GASOLINAS.

Las gasolinas actuales requieren: alto número de octano, baja presión de vapor, contenido reducido de azufre, menor impacto ambiental.

Los principales procesos de mejora son: reformado catalítico, alquilación, isomerización, blending optimizado.

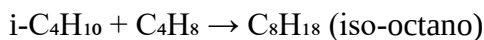
Los procesos de alquilación y reformación catalítica constituyen operaciones fundamentales dentro de la refinación destinadas a incrementar el valor comercial de las corrientes ligeras del petróleo. Ambos procesos permiten transformar hidrocarburos de bajo número de octano en componentes de alta calidad para la formulación de gasolinas, contribuyendo simultáneamente a la producción de hidrógeno y materias primas petroquímicas.

Mientras la alquilación combina olefinas ligeras con isoparafinas para generar moléculas altamente ramificadas de excelente desempeño antidetonante, la reformación catalítica promueve reacciones de deshidrogenación, isomerización y aromatización que incrementan significativamente el número de octano del reformado. En conjunto, estos procesos representan el núcleo tecnológico del mejoramiento de combustibles en refinerías complejas.

Estos dos tópicos han sido agrupados debido a que ellos comparten objetivos comunes: crear componentes del alto octanaje para mezclas de gasolina. La Alquilación produce isoparafinas de la reacción de olefinas ligeras producidas por craqueo catalítico. Estas isoparafinas se conocen como alquilatos. La reformación catalítica toma nafta virgen o nafta de otras partes de la refinería que contiene grandes cantidades de parafinas, y "reforma" estas parafinas en hidrocarburos ramificados y cíclicos. También, los naftenos se convierten a aromáticos. Ambas, la alquilación y el reformado son procesos catalíticos, pero el primero ocurre en fase líquida con un catalizador de ácido sulfúrico, mientras que el último ocurre en una reacción heterogénea que tiene lugar en un lecho de catalizador de platino o renio, soportado en alúmina.

13.2 ALQUILACIÓN

Reacción fundamental de alquilación (catálisis ácida):



isobutano + butileno $\rightarrow$ alquilato (trimetilpentano)

Mecanismo carbocatiónico:

1. Protonación de olefina: $\text{C}_4\text{H}_8 + \text{H}^+ \rightarrow \text{t-C}_4\text{H}_9^+$
2. Adición de isobutano: $\text{t-C}_4\text{H}_9^+ + i\text{-C}_4\text{H}_{10} \rightarrow \text{C}_8\text{H}_{18} + \text{t-C}_4\text{H}_9^+$
3. Transferencia de hidruro: formación de trimetilpentanos (TMP)

Condiciones de proceso (Gary et al., 2007):

	HF	H ₂ SO ₄
Temperatura	30–40 °C	5–10 °C
Presión	7–10 bar	
Relación i-C ₄ /olefina	10–14:1	8–12:1
RON alquilato	93–95	94–96
Consumo ácido	0.15 kg/bbl	65–90 kg/bbl

Impacto ambiental: Proceso H₂SO₄ en sustitución de HF por riesgo de nube tóxica (DIERS). Tecnologías HF-Alkyl reducidas con dilución de acidez.

La alquilación combina olefinas ligeras (propileno y butilenos) con isobutano para producir isoalcanos altamente ramificados de excelente calidad antidetonante. El producto principal es el Alquilato que es un componente premium de gasolina.

Las características del alquilato son: número de octano elevado, bajo contenido

aromático, baja formación de emisiones contaminantes, alta estabilidad química.

Se usan catalizadores industriales tradicionales tales como: ácido sulfúrico, ácido fluorhídrico.

La alquilación es un proceso catalítico en fase líquida mediante el cual olefinas ligeras, principalmente propileno y butenos provenientes de unidades FCC o coquificación, reaccionan con isobutano para formar hidrocarburos altamente ramificados dentro del rango de gasolina. El objetivo fundamental del proceso es producir alquilato, una corriente de elevado número de octano, baja presión de vapor y excelente estabilidad química, ampliamente utilizada en la formulación de gasolinas de alto desempeño.

Química de reacción

Desde el punto de vista químico, la alquilación ocurre a través de mecanismos de carbocationes generados en presencia de catalizadores fuertemente ácidos. Las olefinas son protonadas formando especies reactivas que reaccionan con isoparafinas mediante reacciones de adición y reordenamiento molecular, produciendo compuestos altamente ramificados como iso-octanos.

Las principales reacciones involucradas incluyen:

- protonación de la olefina,
- formación de carbocationes intermedios,
- transferencia de hidruro,
- isomerización y crecimiento molecular controlado.

El control del tiempo de residencia y de la relación isobutano/olefina resulta fundamental para minimizar reacciones secundarias como polimerización o formación de compuestos pesados.

Catalizadores de alquilación

Industrialmente se emplean catalizadores líquidos altamente ácidos capaces de

generar el medio carbocatiónico requerido. Los sistemas más utilizados son:

- Ácido sulfúrico (H_2SO_4)

Operado a bajas temperaturas para limitar reacciones laterales. Presenta alta selectividad hacia alquilato de buena calidad, aunque requiere manejo cuidadoso debido a su consumo y regeneración.

- Ácido fluorhídrico (HF)

Permite operar a temperaturas ligeramente mayores y ofrece ventajas en términos de regeneración continua del catalizador. Sin embargo, exige estrictos sistemas de seguridad debido a su elevada toxicidad y volatilidad.

La selección del catalizador depende de factores económicos, ambientales y de seguridad operacional propios de cada refinería.

Variables operativas del proceso

El desempeño del reactor de alquilación está gobernado por variables operativas críticas que controlan la selectividad y rendimiento del proceso:

- Relación isobutano/olefina: valores elevados favorecen la formación de productos altamente ramificados y reducen reacciones de polimerización.
- Temperatura de operación: temperaturas bajas incrementan la selectividad hacia alquilato de alto octano.
- Presión: mantiene los reactivos en fase líquida y asegura el contacto eficiente con el catalizador.
- Tiempo de residencia y mezcla: influyen directamente en la conversión y estabilidad del sistema reactivo.

El control adecuado de estas variables permite maximizar la producción de gasolina de alta calidad mientras se minimiza la formación de subproductos indeseados.

Calidad del alquilato

El producto obtenido, denominado alquilato, constituye uno de los componentes más valiosos del pool de gasolina debido a sus propiedades superiores:

- alto número de octano (RON elevado),
- ausencia prácticamente total de aromáticos y olefinas,
- baja presión de vapor,
- excelente estabilidad oxidativa,
- bajas emisiones contaminantes durante la combustión.

Estas características hacen del alquilato un componente clave para cumplir especificaciones ambientales modernas y regulaciones sobre combustibles limpios.

Como se presenta en la sección de Craqueo Catalítico, el principal producto de este proceso está en el rango de la gasolina. Sin embargo, el rendimiento típico de la gasolina del proceso es de cerca del 55 %. Por consiguiente, se forman muchos otros productos. Entre estos otros productos están las olefinas ligeras, que se envían por ductos a la planta de alquilación. Allí, ellas reaccionan con parafinas para dar moléculas grandes llamadas alquilatos. Lo que pasa en la "planta de alquilación" es el reverso del craqueo: pequeños hidrocarburos reaccionan para dar hidrocarburos mayores, altamente ramificados. Un ejemplo de la reacción primaria que ocurre en la alquilación es:



Esta es una reacción exotérmica con una reducción en el número de moles, así que la termodinámica nos dice que es favorecida a baja temperatura y alta presión. Sin embargo, en la presencia de catalizador ácido sulfúrico, la reacción corre a muy bajas temperaturas (4.4 °C o menores) y bajas presiones (5 a 8 atm). Las velocidades de reacción son bajas, así que el tiempo de contacto en los reactores de alquilación es de hasta 30 minutos. Obviamente, esto es mucho mayor que por ejemplo en el craqueo catalítico y origina un requerimiento de un reactor de gran volumen. Finalmente, el exceso de isobutano se alimenta al proceso para ayudar a que la reacción proceda a la derecha.

Las relaciones típicas de isobutano a olefina están en el rango de 8 to 15. Como tal, la planta de alquilación, tiene la capacidad de reciclar el isobutano.

13.2.1 Consideraciones Ambientales

Los procesos de alquilación han evolucionado debido a riesgos asociados a catalizadores ácidos líquidos.

Los desafíos ambientales son: manejo seguro de HF y H₂SO₄, riesgos toxicológicos, generación de residuos ácidos.

Las tendencias actuales son: alquilación sólida, catalizadores iónicos líquidos, procesos de menor riesgo operacional.

El uso de ácido sulfúrico como catalizador (y su alternativa el ácido hidrofúrico) introducen una cierta cantidad de riesgo ambiental al proceso. De los dos, el ácido sulfúrico es mucho más seguro debido a que permanece en fase líquida a condiciones ambientales. Por consiguiente, una fuga de ácido sulfúrico es mucho más fácilmente contenida que una fuga de ácido hidrofúrico que es altamente volátil y tóxico bajo condiciones ambientales. Esto explica por qué el proceso de ácido sulfúrico domina la alquilación.

13.2.2 Sección de Fraccionamiento

Después de la reacción, el sistema incluye columnas de separación para: recuperar isobutano reciclado, remover propano, separar alquilato final.

El fraccionamiento controla pureza del producto y eficiencia económica del proceso.

Es de anotar la secuencia de una sección de Fraccionamiento. Como producto lavado entra en esta sección, el alquilato se separa de los componentes C₃ / C₄. En el de-isobutanizador, el normal butano se separa del propano y del isobutano. Finalmente, en el depropanizador, el propano se recupera del isobutano. Estos productos colaterales propano y butano añaden significativamente a la producción de gases de la refinería (por ejemplo, a los de LPG almacenados en balas y esferas).

13.3 REFORMACIÓN CATALÍTICA

La reformación catalítica convierte naftas de bajo octano en reformado rico en aromáticos y alto octanaje.

Las reacciones principales son: deshidrogenación de naftenos, deshidrociclización de parafinas, isomerización, hidrocracking leve.

Los catalizadores típicos son: Pt/Al₂O₃, Pt-Re/Al₂O₃, sistemas bifuncionales ácido - metálicos.

Las condiciones operativas típicas son: 480–520 °C, 10–35 bar, atmósfera rica en hidrógeno.

Producto generado importante es el hidrógeno de refinería, esencial para hidrotratamiento e hidroprocesos.

Las configuraciones industriales típicas son: reformado semi-regenerativo, regeneración cíclica, reformado continuo (CCR).

La **reformación catalítica** es un proceso fundamental de la refinación moderna destinado a incrementar el número de octano de las fracciones de nafta provenientes de la destilación atmosférica o del hidrotratamiento. A diferencia de la alquilación, que combina moléculas ligeras, la reformación transforma hidrocarburos parafínicos y nafténicos de bajo valor en compuestos aromáticos e isoparafínicos de alta calidad para la formulación de gasolinas.

Además del mejoramiento del combustible, la reformación catalítica constituye la principal fuente industrial de hidrógeno, indispensable para procesos de hidrodesulfuración, hidrotratamiento e hidrocrackeo dentro de la refinería integrada.

Fundamentos de reacción

El proceso se basa en una red compleja de reacciones catalíticas que ocurren simultáneamente sobre catalizadores bifuncionales. Las principales transformaciones incluyen:

- Deshidrogenación de naftenos a aromáticos, reacción altamente endotérmica responsable del incremento del número de octano.
- Deshidrociclación de parafinas, donde cadenas lineales se convierten en estructuras aromáticas.
- Isomerización de parafinas, generando hidrocarburos ramificados de mayor valor antidetonante.
- Hidrocracking leve, que produce pequeñas cantidades de gases ligeros.
- Deshidrogenación, generando hidrógeno como subproducto valioso.

El balance entre estas reacciones determina la calidad del reformado y la estabilidad del catalizador.

Catalizadores de reformación

Los catalizadores utilizados son sistemas bifuncionales, que combinan:

1. Función metálica

Generalmente platino (Pt) o combinaciones Pt-Re, Pt-Sn o Pt-Ir, responsables de las reacciones de deshidrogenación e hidrogenación.

2. Función ácida

Proporcionada por soportes de alúmina clorada, encargados de reacciones de isomerización y ciclización.

La dispersión metálica, el contenido de cloro y la estabilidad térmica del soporte influyen directamente en la actividad, selectividad y vida útil del catalizador.

Configuraciones de proceso

Industrialmente existen tres configuraciones principales de reformación catalítica:

- Reformación semirregenerativa (SRR)

Opera durante largos periodos hasta que la actividad del catalizador disminuye, requiriendo parada para regeneración.

- Reformación cíclica

Permite regeneración periódica de reactores individuales sin detener completamente la unidad.

- Reformación continua (CCR – Continuous Catalyst Regeneration)
El catalizador circula continuamente hacia un regenerador externo, manteniendo actividad constante y permitiendo operar a severidades más elevadas.

Las unidades CCR representan actualmente la tecnología dominante en refinerías modernas.

Variables operativas

El desempeño del reformador catalítico depende de variables clave:

- Temperatura: altas temperaturas favorecen aromatización y aumento del octano.
- Presión: presiones bajas incrementan rendimiento aromático, pero aceleran desactivación.
- Relación hidrógeno/hidrocarburo: controla formación de coque y estabilidad del catalizador.
- Severidad operacional: balance entre producción de aromáticos y vida del catalizador.

El control de estas variables permite optimizar simultáneamente calidad del reformado y producción de hidrógeno.

Desactivación y regeneración del catalizador

La principal causa de desactivación es la formación de coque, que cubre los sitios activos y reduce la actividad catalítica. También contribuyen:

- sinterización metálica,
- pérdida de cloro,
- contaminación por azufre o nitrógeno.

Los sistemas CCR permiten regeneración continua mediante combustión controlada del coque, restaurando la actividad catalítica sin interrupciones operacionales.

Calidad del reformado

El producto obtenido, denominado **reformado catalítico**, presenta características altamente deseables:

- alto número de octano,
- elevado contenido aromático,
- baja presión de vapor,
- excelente estabilidad química.

Adicionalmente, la corriente de hidrógeno generada se integra al sistema global de hidrógeno de la refinería, incrementando la eficiencia operativa del complejo industrial.

Importancia en la refinería

La reformación catalítica actúa como un nodo central dentro de la refinería integrada, conectando:

- producción de gasolina,
- generación de hidrógeno,
- integración petroquímica (BTX),
- estrategias de combustibles limpios.

Por esta razón, continúa siendo uno de los procesos más estratégicos en la transición hacia sistemas energéticos más eficientes y sostenibles.

En general, el proceso de reformación convierte parafinas y naftenos a aromáticos. Algunas reacciones laterales indeseables que producen butanos y gases ligeros también ocurren. Es importante anotar, que aun cuando éste es un proceso catalítico, las condiciones de reacción en el reformador catalítico son muy severas: 200-500 psi de presión y 521-524 °C de temperatura. Los crudos típicos producen nafta que representa aproximadamente el 85 % en volumen de parafinas y naftenos. El propósito de la reformación es convertir éstos a aromáticos, puesto que los aromáticos tienen un alto octanaje. De particular importancia es la isomerización, que será el futuro camino para los procesos de reformación. Con excepción de los procesos de isomerización, las reacciones de reformación son endotérmicas y el proceso global es endotérmico. Por tanto, se favorece a altas temperaturas. También desde que hay un incremento en el número de moles en la reacción que produce benceno de ciclohexano, la reformación es también favorecida por las bajas presiones. Así, si la termodinámica nos dice que la producción se favorece a bajas presiones, ¿por qué la presión actual es tan alta? La razón es debido a que la coquificación se favorece a bajas presiones. Así, las condiciones de reformación representan un compromiso para evitar la formación de coque.

El proceso de reformación comprende tres reactores adiabáticos de lecho fijo. La carga de nafta se presuriza y calienta y se alimenta como vapor al tope del lecho fijo. Fluye hacia abajo a través del catalizador y sale por el fondo, donde se recalienta y pasa al siguiente lecho. Los reactores son de forma esférica.

El producto final del tercer reactor se enfría para separar el gas hidrógeno del producto líquido. El hidrógeno es un subproducto importante de la reformación catalítica y una parte es reciclada. Manteniendo una alta presión parcial de H_2 se reduce la formación de coque (lo opuesto sucede en el FCC donde la falta de H_2 en la fase gas permite la formación de olefinas y la coquificación).

A pesar de la operación a alta P, todavía se deposita coque en el catalizador. Esto conduce a la necesidad para una operación cíclica de lecho fijo con el objeto de regenerar el catalizador. Como en el craqueo catalítico el coque se combustiona en aire. Desde que

el catalizador es de función dual, debe recibir una oxiclорinación para regenerar los sitios ácidos y redispersar el metal. El tiempo del ciclo para un reactor es cerca de 30 horas (por ejemplo, uno opera por 30 mientras que otro está siendo regenerado y luego se intercambia). Sobre el tiempo, el catalizador se convierte en desactivado permanentemente y la unidad de reformación debe cerrarse y el catalizador debe ser cambiado enteramente. El proceso de reformación en el que el lecho está siempre en regeneración se conoce como Reformación Catalítica Continua o CCR. El proceso CCR ha hecho posible operar a baja presión y ha introducido alguna flexibilidad al proceso de reformación.

Tabla 25 Tipos de reformación catalítica.

Tipo de proceso	Presión (psi)	Temperatura (°C)	Regeneración del catalizador	Características principales
Reformado semi-regenerativo (SRR)	200 – 500	480 – 520	Regeneración periódica durante paradas de planta	Tecnología tradicional. El catalizador permanece en los reactores durante meses o años. Se utilizan presiones relativamente altas para reducir la formación de coque.
Reformado cíclico	150 – 350	480 – 520	Regeneración secuencial de un reactor mientras los otros continúan operando	Permite regenerar el catalizador con mayor frecuencia sin detener completamente la unidad. Fue una etapa intermedia en la evolución tecnológica del proceso.
Reformado con regeneración continua (CCR)	50 – 200	480 – 525	Regeneración continua en un sistema externo	Tecnología moderna. Permite operar a menor presión y mayor severidad, aumentando la producción de aromáticos, el número de octano y la generación de hidrógeno.

Nota. La evolución del reformado catalítico ha permitido operar a **presiones progresivamente más bajas**, lo que aumenta la severidad del proceso y mejora el rendimiento de aromáticos y el número de octano del reformado.

Fuente: Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Meyers (2004).

Tabla 26 Principales reacciones en el reformado catalítico y su efecto sobre el número de octano

Tipo de reacción	Ejemplo de transformación	Catalizador	Efecto sobre el número de octano
Deshidrogenación de naftenos a aromáticos	Ciclohexano → Benceno + 3 H ₂	Función metálica (Pt)	Aumenta considerablemente
Deshidrociclización de parafinas	n-heptano → Tolueno + H ₂	Función metálica y ácida	Aumenta
Isomerización de parafinas	n-pentano → isopentano	Función ácida	Aumenta moderadamente
Isomerización de naftenos	Metilciclopentano → ciclohexano	Función ácida	Aumenta
Hidrocrackeo	Parafinas largas → parafinas más ligeras	Función ácida	Disminuye ligeramente
Deshidroisomerización	n-parafina → aromático vía nafteno intermedio	Pt-Re/Al ₂ O ₃ o Pt-Sn/Al ₂ O ₃ (bimetálico para selectividad)	Aumenta

Nota. Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Meyers (2004); Antos & Aitani (2004).

13.4 EL FUTURO DE LA ALQUILACIÓN Y DE LA REFORMACIÓN CATALÍTICA

Las tendencias actuales incluyen: reducción de aromáticos en gasolina, electrificación parcial de refinerías, integración refinación–petroquímica, producción de hidrógeno bajo carbono.

Entre las innovaciones emergentes se encuentran: catalizadores sólidos para alquilación segura, reformado optimizado para producción de hidrógeno, integración con

economía del hidrógeno, combustibles sintéticos y e-fuels.

Estos procesos continuarán siendo fundamentales incluso en escenarios de transición energética.

Se presentan las tendencias en los procesos catalíticos que serán necesarios para las futuras necesidades de refinación. Con respecto a la alquilación y a la reformación catalítica, la reducción del porcentaje en volumen de los aromáticos en la gasolina reformulada es la limitante más importante. Esto conduce a una reducción en la importancia de la reformación para la producción de aromáticos, con énfasis en vez de esto en las reacciones de isomerización. Esto conduce a que el rol de la alquilación, que ya produce hidrocarburos ramificados aumentará.

En el caso de la reformación, la adición de metales tales como el iridio al catalizador permitirán reducir la presión y reducir el coque. El proceso de alquilación cuenta ahora con el desarrollo de un catalizador de BF_3 , el que convertiría el proceso en una operación mejorada para el medio ambiente. Esto es particularmente importante si el perfil de alquilación se incrementa.

Como hemos visto en alquilación se produce una reacción de isobutano + olefinas $\rightarrow$ alquilato (C_8) empleando catalizadores: H_2SO_4 , HF, zeolitas sólidas (nueva generación). Las condiciones que se usan son 5–10 °C, 5–8 atm.

“Los catalizadores sólidos eliminan el riesgo de ácido líquido y mejoran la sostenibilidad del proceso” (UOP, 2023).

Alquilación: une isobutano con olefinas para producir alquilato (alto octanaje)

Reformación: convierte nafta en aromáticos (benceno, tolueno, xilenos) e hidrógeno.

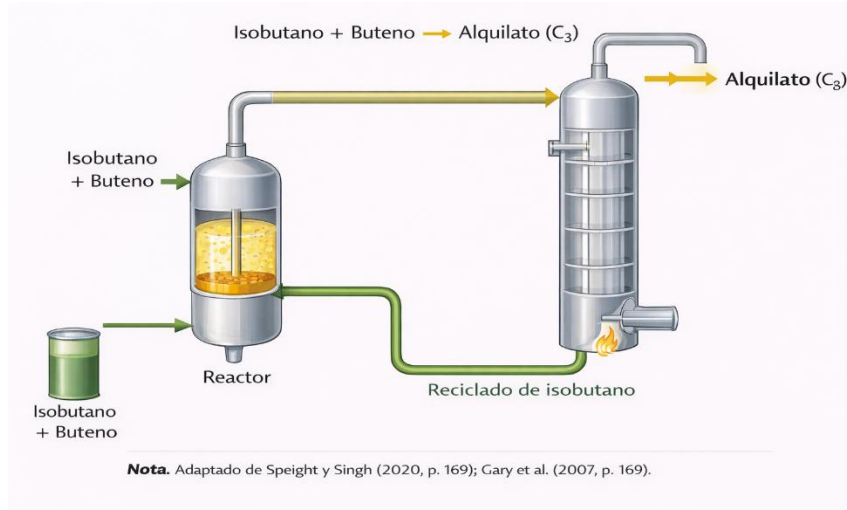
Tabla 27 Comparación de procesos Alquilación y Reformación

Proceso	Catalizador	Fase	T (°C)	P (atm)
Alquilación	H_2SO_4 o sólido	Líquida	5–10	5–8
Reformación	Pt/Re	Gas	450–520	10–30

Nota. Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Meyers

(2004).

Figura 23 Diagrama de alquilación (descripción)

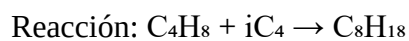


13.5 EJERCICIOS

Ejercicio 13.1

Enunciado: Calcular alquilato producido con 100 t de buteno y relación $iC_4/C_4 = 10:1$

Solución:



Moles buteno = $100,000 \text{ kg} / 56 \text{ kg/kmol} = 1,786 \text{ kmol}$

Alquilato = $1,786 \text{ kmol} \times 114 \text{ kg/kmol} = 203.6 \text{ t}$

Ejercicio 13.2: Optimización de Mezcla Ácida

Una planta de alquilación con ácido sulfúrico procesa una mezcla de butenos (C_4H_8) e isobutano con las siguientes condiciones:

Temperatura: 4°C

Relación isobutano/olefina (I/O): 9:1 molar

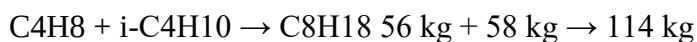
Conversión de olefinas: 95%

Selectividad a alquilato: 92% (8% va a productos secundarios)

La alimentación contiene 1,200 t/d de butenos.

Determine: a) Producción de alquilato (C₈H₁₈) en t/d considerando reacción estequiométrica b) Consumo de ácido (kg de H₂SO₄ consumido por t de alquilato) si la regeneración es del 85% c) ¿Cuál debería ser la relación I/O mínima para mantener selectividad >90% si experimentalmente se sabe que: Selectividad = $96 - 0.8(I/O)^{-0.5}$?

Solución:



a) Butenos convertidos: $1,200 \times 0.95 = 1,140$ t/d Teórico alquilato: $1,140 \times (114/56) = 2,321$ t/d Real (92% selectividad): $2,321 \times 0.92 = 2,135$ t/d

b) Consumo de ácido por regeneración incompleta (dato típico: 0.8 kg/t función del reciclo) Consumo neto ≈ 1.2 kg H₂SO₄ / t alquilato

c) $90 = 96 - 0.8(I/O)^{-0.5}$ $6 = 0.8(I/O)^{-0.5}$ $(I/O)^{-0.5} = 7.5$ $I/O = (7.5)^{-2} = 0.0178 \rightarrow$ Relación mínima 11:1 para margen de seguridad.

Ejercicios propuestos

1. Explique por qué el alquilato posee alto número de octano.
2. Compare reformado catalítico y FCC como fuentes de gasolina.
3. Analice el papel del hidrógeno producido en reformado.

Problema de diseño

Proponga una estrategia de refinería orientada a maximizar gasolina premium considerando:

- integración FCC,
- alquilación,
- reformado catalítico,
- restricciones ambientales modernas.

CAPÍTULO 14

CONVERSIÓN DE RESIDUOS PESADOS.

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la problemática asociada al procesamiento de residuos pesados.
- Analizar tecnologías térmicas de conversión profunda.
- Diferenciar coquificación retardada y coquificación fluida.
- Comprender la producción de crudos sintéticos a partir de recursos no convencionales.
- Evaluar el papel estratégico de la conversión de residuos en refinerías modernas.

14.1 CONVERSIÓN DE RESIDUOS PESADOS

La conversión de residuos permite: maximizar utilización del crudo, reducir producción de fuel oil pesado, aumentar rendimiento de combustibles limpios, mejorar rentabilidad de refinerías complejas.

Actualmente, la tendencia global apunta hacia refinerías de conversión total

Los residuos pesados representan las fracciones menos valiosas del petróleo crudo debido a su alto contenido de: asfaltenos, metales pesados, azufre, compuestos aromáticos policíclicos.

La conversión de estos residuos constituye uno de los mayores desafíos técnicos de la refinación moderna. El objetivo principal es transformar fracciones de bajo valor en productos livianos comercializables mediante procesos térmicos o catalíticos severos.

Las refinerías complejas modernas se caracterizan por poseer alta capacidad de

conversión profunda de residuos.

El procesamiento de residuos pesados representa uno de los mayores desafíos de la refinación moderna debido al incremento progresivo en la producción y procesamiento de crudos pesados y extrapesados. Las fracciones residuales provenientes de la destilación al vacío contienen compuestos de alto peso molecular, elevados contenidos de asfaltenos, metales y heteroátomos, lo que limita su utilización directa como combustible o materia prima petroquímica.

Los procesos de coquificación permiten convertir estas corrientes de bajo valor en productos livianos como gas, nafta y gasóleos, además de generar coque sólido como subproducto. Estas tecnologías constituyen la base de las estrategias de conversión profunda del barril, orientadas a maximizar la producción de combustibles y reducir la generación de residuos finales.

A pesar de los esfuerzos de la destilación al vacío, hay todavía demasiado residuo en el barril de petróleo crudo. Sobre los años, se ha hecho mucho esfuerzo en obtener productos ligeros, más valiosos del residuo pesado. Los procesos que hacen esto utilizan el craqueo térmico. Con reactores bien diseñados, se puede usar el craqueo térmico para obtener las ventajas de una conversión adecuada de productos pesados a productos ligeros.

Hay dos tipos principales de procesos para la reducción del residuo: Rompimiento de la viscosidad o Visbreaking y la Coquificación.

Tabla 28 Tecnologías de conversión de residuos.

Proceso	Producto
Coquización retardada	Coque
Visbreaking	Fuel oil
Hydrocracking	Diesel

Nota. Elaboración propia con base en procesos de deshidratación y endulzamiento de gas natural, incluyendo literatura técnica de procesamiento de gas y estándares industriales.

14.2 COQUIFICACIÓN RETARDADA

La coquificación retardada (Delayed Coking) es el proceso térmico más ampliamente utilizado para convertir residuos de vacío.

El principio operativo incluye: calentamiento rápido del residuo en horno, reacción térmica en tambores de coque, formación controlada de coque sólido.

Los productos obtenidos son los siguientes: gases ligeros, nafta de coque, gasóleo de coque, coque sólido.

Las ventajas del proceso son: alta conversión, tolerancia a metales y asfaltenos, flexibilidad operativa.

Los tipos de coque producido son: coque combustible, coque anódico, coque aguja (needle coke).

La coquificación retardada es un proceso térmico de conversión en el cual los residuos pesados son sometidos a altas temperaturas en ausencia de catalizador, promoviendo reacciones de craqueo térmico que producen vapores hidrocarbonados y coque sólido. El proceso recibe el nombre de “retardada” porque la formación del coque ocurre principalmente dentro de grandes tambores de coquización y no en el horno de calentamiento.

El residuo es calentado hasta temperaturas elevadas y alimentado a tambores donde ocurren reacciones de:

- ruptura térmica de cadenas largas,
- polimerización,
- condensación aromática,
- formación progresiva de coque.

Los vapores generados son enviados a fraccionamiento para recuperar gases, nafta y gasóleos, mientras el coque sólido permanece en el tambor hasta su remoción mecánica.

Variables operativas clave

- temperatura del horno,
- tiempo de residencia,
- severidad térmica,
- calidad del residuo alimentado.

La alimentación de residuo se pasa a través de un tiempo de contacto rápido que calienta la alimentación a cerca de 538 °C. La alta velocidad de la alimentación previene que ocurra la coquificación hasta que llegue a un recipiente diseñado para este propósito (el tambor de coque). En el tambor de coquificación, el tiempo de residencia es tal que el residuo se rompe a productos gaseosos en el rango del gasoil o ligeros. Lo que se queda se craquea a coque sólido, el que se remueve posteriormente. En proceso de coquificación tradicional, la remoción de coque es un desafío de proceso interesante. La decoquificación involucra la introducción de un chorro de agua a alta presión en el tambor de coque. Esto arranca literalmente al coque de las paredes del tambor de coque, el que luego cae al fondo. Obviamente esto crea la necesidad de una operación cíclica.

La coquificación retardada se hace en cilindros rotativos y el coque se extrae con agua a alta presión.

14.3 COQUIFICACIÓN FLUIDA

La coquificación fluida utiliza un lecho fluidizado caliente para efectuar la conversión térmica continua del residuo.

Las características principales del proceso son: operación continua, circulación de partículas sólidas, mejor control térmico, menor tiempo de residencia.

Las variantes industriales del proceso son: Fluid Coking, Flexicoking.

En Flexicoking, el coque producido puede gasificarse parcialmente generando gas combustible para la refinería.

La coquificación fluida representa una evolución tecnológica del proceso

retardado, utilizando un lecho fluidizado de partículas de coque caliente para suministrar el calor necesario a las reacciones de craqueo térmico. En este sistema, el coque circula continuamente entre reactor y calentador, permitiendo operación continua y mejor control térmico.

Las ventajas principales incluyen: operación continua, mayor transferencia de calor, mejor control del tamaño de partícula, mayor eficiencia energética.

El comportamiento hidrodinámico del proceso guarda similitud con los reactores FCC, integrando conceptos de fluidización y circulación de sólidos estudiados en capítulos anteriores.

La Coquificación fluida es un proceso desarrollado por Exxon, que hace uso de un lecho fluidizado de coque para el craqueo de residuos. En este proceso, el coque sólido se recircula continuamente entre el quemador y el reactor. Como en el craqueo catalítico, el calor se requiere para el craqueo térmico de hidrocarburos. El calor se provee calentando el coque en el quemador. El coque caliente se recircula al reactor donde contacta a la alimentación de bitumen. El bitumen se craquea a gasoil, nafta y productos ligeros. La nafta y el gasoil se mezclan eventualmente con petróleo sintético. Las partículas grandes de coque que se forman en el reactor se circulan al quemador donde se calientan y alimentan al reactor de nuevo.

En términos de circulación de sólidos, el proceso de coquificación fluida se parece al FCCU. Sin embargo, los dos procesos son muy diferentes. En particular, la coquificación es un proceso no catalítico y los sólidos en el reactor son mucho mayores. También, la alimentación al coquificador es mucho más pesada que al craqueo catalítico. Mientras que después de la vaporización inicial de la alimentación al riser del FCCU la reacción tiene lugar en la fase gas, en el coquificador fluido tenemos un reactor de tres fases: gas, sólido y líquido.

14.4 PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO CRUDO SINTÉTICO

Los recursos no convencionales, como arenas bituminosas y crudos extrapesados, requieren procesos de upgrading para producir crudo sintético transportable.

El crudo sintético posee propiedades similares a un crudo convencional liviano.

La conversión de residuos pesados mediante coquificación y otros procesos térmicos o catalíticos permite generar crudos sintéticos, corrientes hidrocarbonadas mejoradas que presentan menor viscosidad, menor contenido de asfaltenos y mejores propiedades de transporte y refinación.

El crudo sintético puede producirse a partir de:

- arenas bituminosas,
- crudos extrapesados,
- residuos de vacío,
- upgrading térmico o catalítico.

Estos procesos constituyen una etapa clave para la valorización de recursos no convencionales y permiten integrar crudos pesados dentro del esquema tradicional de refinación.

La producción de crudo sintético consiste de cinco áreas principales: minería, extracción, conversión primaria, conversión secundaria y adicionales.

14.4.1 Minería

Aplicable cuando los depósitos bituminosos se encuentran cerca de la superficie.

Las operaciones incluyen: remoción de sobrecarga, extracción minera, transporte del material bituminoso.

Las arenas bituminosas se obtienen por minería en lugar de ser recuperadas por pozos de producción. Las reservas estimadas de arenas bituminosas por ejemplo en Canadá cubren un área bajo tierra que es cercana a la de New Brunswick. Sin embargo, no es económico recuperar todo bajo las condiciones actuales del mercado, debido a que es muy profundo. El proceso de minería es a cielo abierto y si hay demasiada arena o está sobrecargado el yacimiento se convierte en un proceso muy costoso el cavar las arenas. Las arenas bituminosas que se minan se colocan en largas fajas que transportan el material para su extracción.

14.4.2 Extracción

La separación del bitumen de la arena se realiza mediante: procesos con agua caliente, separación gravitacional, tratamiento con solventes.

El bitumen obtenido posee alta viscosidad y requiere conversión adicional.

El crudo sintético se produce de bitumen, pero el material que sale de la mina es una mezcla de bitumen, arena y agua. El bitumen, debe ser extraído de esta mezcla. En la planta de extracción la arena bituminosa de la mina se extrae con agua caliente y se envía a una serie de centrífugas. El proceso de mezcla y acción centrífuga permite al bitumen ser extraído y recuperado para posterior procesamiento. La arena y el agua (y algún bitumen residual) que se dejan se conocen como colas y se disponen en lagunas de colas.

14.4.3 Conversión Primaria

Los procesos iniciales de upgrading son: coquificación, visbreaking, hidroconversión parcial.

El objetivo es reducir peso molecular y viscosidad.

El bitumen del proceso de extracción se mezcla con diluyente (nafta) para que pueda ser bombeado al coquificador fluido. La producción de gasoil y nafta en el coquificador para la mezcla siguiente en el crudo sintético constituye la Conversión Primaria.

14.4.4 Conversión Secundaria

Los procesos de mejora profunda son: hidrotratamiento, hidrocracking y eliminación de azufre y metales. Como resultado se tiene la producción de petróleo crudo sintético apto para refinación convencional.

Antes de que se mezclen, el gasoil y la nafta deben ser hidrotratados para remover los compuestos de azufre y nitrógeno.

14.4.5 Adicionales

Las operaciones complementarias son las siguientes: recuperación de hidrógeno, tratamiento de aguas residuales, manejo de coque y azufre, captura y gestión de CO₂.

La integración energética resulta esencial debido al elevado consumo térmico de estos procesos.

Esto es las plantas de servicio (generación de vapor y tratamiento de agua) y almacenamiento de productos.

El residuo del vacío se puede convertir en productos ligeros por:

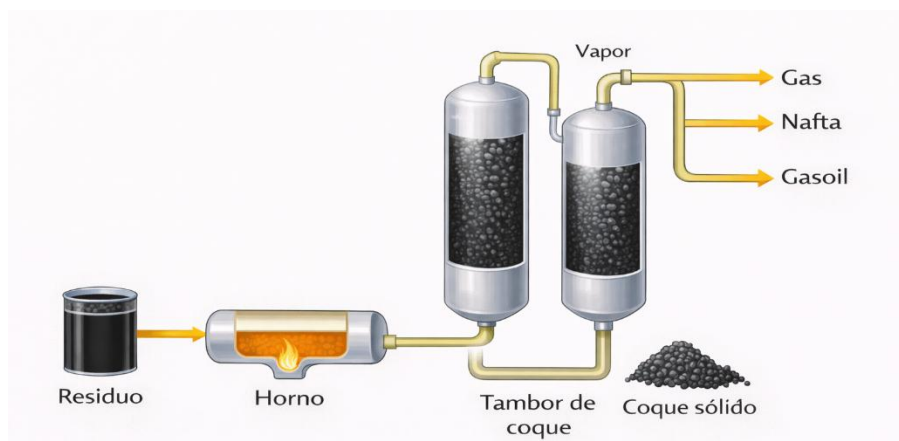
- Coquificación retardada
- Hidroconversión
- Gasificación

Tabla 29 Comparación de procesos en producción de crudo sintético

Proceso	Productos principales	Coke (%)	H ₂ requerido
Delayed coking	Gas, nafta, gasoil	25–30	No
Hidroconversión	Nafta, diesel	0	Sí

Nota. Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Meyers (2004).

Figura 24 Diagrama de coquificación retardada (descripción)



Nota. Adaptado de Gary et al (2007, p. 189) y Speight (2014, p. 161)

14.5. EJERCICIOS

Ejercicio 14.5.1

Enunciado: Si se alimentan 10,000 bbl/d de residuo y se genera 25 % de coque, ¿cuántas toneladas de coque al día?

Datos: Densidad residuo = 1,000 kg/m³, 1 bbl = 0.159 m³

Solución:

$$\text{Volumen} = 10,000 \times 0.159 = 1,590 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$\text{Masa} = 1,590 \times 1,000 = 1.59 \text{ millones kg/d} = 1,590 \text{ t/d}$$

$$\text{Coque} = 0.25 \times 1,590 = 397.5 \text{ t/d}$$

Ejercicio 14.5.2

Un residuo de vacío representa el 35 % del crudo alimentado a refinería.

Si la coquificación convierte el 70 % del residuo en productos livianos:

$$\text{Conversión obtenida} = 0.35 \times 0.70 = 0.245$$

Resultado:

24.5 % del crudo total se transforma en productos más valiosos.

Ejercicios propuestos

1. Compare coquificación retardada y fluida.
2. Explique por qué los residuos contienen altos niveles de metales.
3. Analice ventajas del upgrading para crudos extrapesados.

Problema de diseño

Proponga la configuración de una refinería orientada al procesamiento de crudos pesados considerando:

- conversión térmica,
- integración con hidroprosos,

- manejo de coque,
- eficiencia energética.

CAPÍTULO 15

HIDROCRAQUEO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los fundamentos del hidrocrackeo como proceso de conversión profunda.
- Analizar la química catalítica bajo atmósfera de hidrógeno.
- Evaluar configuraciones industriales de reactores de hidrocrackeo.
- Describir fenómenos hidrodinámicos en reactores trifásicos.
- Aplicar conceptos de transferencia de masa y modelado multifásico.
- Analizar balances y sistemas de reciclo de hidrógeno.

El hidrocrackeo es uno de los procesos más avanzados de la refinación moderna. Combina reacciones de craqueo catalítico con hidrogenación simultánea bajo altas presiones de hidrógeno, permitiendo convertir fracciones pesadas en productos limpios y de alto valor comercial.

El proceso es esencial para: producción de diésel ultra bajo azufre, combustibles de aviación, conversión de gasóleos pesados, maximización del rendimiento líquido.

Las reacciones principales en hidrocrackeo son la hidrogenación, la hidrodeshulfuración y la hidrodeshnitrogenación.

Hidrocrackeo y Conversión Catalítica con Hidrógeno.

El hidrocrackeo opera típicamente a: temperaturas: 350–450 °C, presiones: 80–

200 bar, atmósfera rica en hidrógeno.

El hidrógeno cumple funciones críticas para: evitar formación de coque, saturar compuestos aromáticos, eliminar heteroátomos, estabilizar productos livianos. Catalizadores típicos que se usan son: Ni–Mo/Al₂O₃, Co–Mo/Al₂O₃, Ni–W/zeolitas.

El hidrocrackeo es un proceso catalítico de conversión profunda que combina reacciones de ruptura molecular con hidrogenación simultánea en presencia de altas presiones de hidrógeno. Su objetivo principal es transformar fracciones pesadas del petróleo en productos más livianos y de mayor valor comercial, tales como nafta, combustible de aviación y diésel de bajo contenido de azufre. A diferencia del craqueo térmico o catalítico convencional, el hidrocrackeo permite producir combustibles limpios mediante la eliminación eficiente de compuestos aromáticos y heteroatómicos, constituyéndose en una tecnología esencial para las refinerías modernas orientadas a cumplir regulaciones ambientales cada vez más estrictas.

El hidrocrackeo constituye uno de los procesos más avanzados de la refinación moderna, combinando reacciones catalíticas de ruptura molecular con hidrogenación simultánea bajo altas presiones de hidrógeno. A diferencia de los procesos térmicos de conversión, el hidrocrackeo permite transformar fracciones pesadas del petróleo en destilados medios y combustibles ligeros de alta calidad, con bajo contenido de azufre, nitrógeno y aromáticos.

El proceso integra fenómenos de reacción química, transferencia de masa multifásica y transporte térmico dentro de reactores catalíticos de lecho fijo, operando típicamente en régimen trifásico gas–líquido–sólido. Debido a su alta flexibilidad operacional y calidad de productos, el hidrocrackeo se ha convertido en una tecnología clave para la producción de combustibles limpios y la adaptación de refinerías a crudos pesados.

El hidrocrackeo completa una serie de cuatro procesos de refinación que producen componentes de alto octanaje para mezcla o precursores de estos productos. Los otros tres son Craqueo Catalítico Fluido, Alquilación y Reformación Catalítica. La alimentación al hidrocrackeo en las refinerías típicas es gasoil de FCCU y del proceso de reducción de residuo. Es necesario anotar que el hidrocrackeo se utiliza también para la

refinación del bitumen como un proceso complementario a la Coquificación fluida. Sin embargo, el proceso no tiene una aplicación plena en este uso.

15.1 QUÍMICA DEL HIDRO CRAQUEO

El hidro craqueo utiliza catalizadores bifuncionales con las siguientes funciones: Función metálica para la hidrogenación/deshidrogenación. Función ácida para el craqueo de cadenas hidrocarbonadas.

Las reacciones principales son las que siguen: ruptura C–C, saturación aromática, hidrodesulfuración, hidrodesnitrogenación.

El balance entre ambas funciones controla selectividad del proceso.

La química del hidro craqueo se basa en la acción conjunta de catalizadores bifuncionales capaces de promover simultáneamente reacciones de hidrogenación y craqueo ácido. En este proceso, las moléculas pesadas son primero hidrogenadas sobre sitios metálicos activos, reduciendo su aromaticidad y estabilizando intermediarios reactivos, mientras que los sitios ácidos inducen la ruptura controlada de enlaces carbono–carbono. Como resultado, se generan hidrocarburos saturados más ligeros con elevada estabilidad química y bajo potencial de formación de coque, favoreciendo una operación continua y eficiente del reactor.

Como el nombre lo señala, el hidro craqueo involucra el craqueo de hidrocarburos pesados en presencia de hidrógeno. Esto lo distingue del Craqueo Catalítico Fluido que no tiene hidrógeno en la alimentación. Como resultado, las olefinas producidas por el craqueo se saturan con el hidrógeno y los productos de hidro craqueo, o hidro craqueato, son cadenas primarias rectas e hidrocarburos ramificados. Las dos reacciones que ocurren son craqueo e hidrogenación. El primero es endotérmico, mientras que el último es exotérmico. Esto hace que el proceso de hidro craqueo sea muy interesante, debido a que el calor de craqueo se origina de la reacción de hidrogenación. Esto es conocido como reacción autotérmica. El catalizador de estas reacciones de hidro craqueo puede ser compuestos de sulfuro de cobalto, sulfuro de molibdeno, o sulfuro de níquel sobre un soporte de alúmina.

15.2 CONSIDERACIONES DE PROCESO

Las variables críticas son: presión parcial de hidrógeno, temperatura del reactor, relación hidrógeno/alimentación, velocidad espacial (LHSV), actividad catalítica.

El hidro craqueo puede operar en los siguientes modos: modo single stage, modo two-stage conversion.

El desempeño del hidro craqueo depende de un cuidadoso control de las condiciones operativas, particularmente presión, temperatura y disponibilidad de hidrógeno. Las altas presiones parciales de hidrógeno favorecen la hidrogenación de compuestos aromáticos y la eliminación de impurezas como azufre y nitrógeno, mientras que la temperatura regula el grado de conversión y la distribución de productos obtenidos. El diseño operativo busca equilibrar conversión, selectividad y estabilidad catalítica, permitiendo ajustar la producción hacia combustibles ligeros o destilados medios según las necesidades de la refinería.

Primero que todo, hay que distinguir que la diferencia del hidro craqueo con el craqueo catalítico aparte de la presencia de hidrógeno o en relación con la reformación catalítica, es la diferente alimentación. El hidro craqueo toma el gasoil craqueado y lo convierte a productos valiosos, mientras que el craqueo catalítico y

la reformación catalítica usa un gasoil virgen y nafta, respectivamente. La necesidad para el hidro craqueo se debió a que el reciclaje de gasoil de craqueo catalítico no aporta nada adicional. Si el hidro craqueo no existe, su alimentación podría ir a producción de combustibles destilados del tipo diesel o residuales. Con el hidro craqueo, el gasoil se puede convertir en componentes de gasolina. El hidro craqueador introduce mucha mayor flexibilidad en la operación de la refinería. A menudo se denomina en la refinería modo gasolina o modo diesel. La primera se significa que el hidro craqueo está funcionando, mientras que el segundo indica que está parado.

Como con los craqueadores catalíticos, hay diferentes diseños de hidro craqueadores. Sin embargo, la premisa básica de operación es la misma para todo. Lo que hace al proceso particular es la severidad de las condiciones de operación: 260-371 °C y 1200-2000 psi. De los productos de hidro craqueo, el

isobutano, el normal butano y el hidrocraqueo ligero se usan para mezcla en gasolinas. El hidrocraqueo pesado es una buena alimentación para el reformador catalítico. Es una nafta que es fácilmente convertida a aromáticos.

La alimentación en hidrocraqueo es generalmente gasoil de FCC y residuo de vacío. El catalizador es NiMo, CoMo soportados. Se usan condiciones de 300-400 °C y 100-200 atm. Se obtienen productos como nafta, kerosene, diesel ultrabajo en azufre.

El hidrocraqueo usa hidrógeno + catalizador para romper moléculas pesadas en nafta, diesel y kerosene. Es más limpio que el FCC y no produce coque.

15.3 DISEÑO DE REACTORES DE HIDROCRAQUEO

Los reactores de hidrocraqueo industriales son generalmente configuraciones de lecho fijo operadas en múltiples etapas para controlar la liberación de calor asociada a las reacciones exotérmicas de hidrogenación. La alimentación líquida y el hidrógeno gaseoso fluyen conjuntamente a través del lecho catalítico, donde ocurre la conversión progresiva del hidrocarburo. Sistemas de inyección intermedia de hidrógeno frío (*quench*) permiten mantener perfiles térmicos seguros y evitar puntos calientes que puedan provocar desactivación acelerada del catalizador o pérdida de selectividad del proceso.

15.3.1 Configuraciones de reactor de hidrocraqueo

Las configuraciones comunes son: reactor único de alta conversión, reactores en serie, sistema con separación intermedia, reactores con enfriamiento Inter etapa (*quench*).

15.3.2 Dimensionamiento preliminar

Los parámetros base son: conversión requerida, velocidad espacial, volumen catalítico, caída de presión admisible.

El dimensionamiento preliminar se realiza mediante balances de materia acoplados a cinética global.

Volumen de catalizador por carga:

$$V_{\text{cat}} = F_{\text{feed}} \cdot X_{\text{deseado}} / LHSV \cdot \rho_{\text{feed}}$$

Donde LHSV (Liquid Hourly Space Velocity) = $0.5\text{--}2.0\text{ h}^{-1}$ típico para hidrocrqueo severo.

15.4 HIDRODINÁMICA DE LECHO FIJO TRIFÁSICO

El hidrocrqueo se desarrolla en reactores tipo trickle bed con las siguientes características: flujo descendente gas-líquido, mojado parcial del catalizador, interacción compleja multifásica.

El hidrocrqueo opera bajo condiciones de flujo trifásico en las cuales coexisten simultáneamente una fase gaseosa rica en hidrógeno, una fase líquida hidrocarbonada y una fase sólida correspondiente al catalizador. La interacción entre estas fases determina el transporte efectivo de reactivos hacia los sitios activos y la remoción de productos generados. Fenómenos como el mojado del catalizador, la dispersión gas-líquido y la resistencia a la transferencia de masa influyen directamente en la eficiencia global del reactor y en la estabilidad operacional a largo plazo.

CONFIGURACIÓN	ESQUEMA	APLICACIÓN	VENTAJA PRINCIPAL
LECHO FIJO (TRICKLE BED, DOWNFLOW)	Gas + líquido ↓ a través del catalizador	Hidrocrqueo convencional, feeds limpios o moderados	Simplicidad operativa y bajo costo de inversión
LECHO FIJO MULTIETAPA	Reactores en serie con enfriamiento intermedio	Alta conversión en destilados medios	Mejor control térmico y selectividad
LECHO EBULLIDO (EBULLATED BED)	Flujo ascendente con expansión del catalizador	VGO pesado, residuos atmosféricos y de vacío	Reemplazo continuo de catalizador y tolerancia a fouling

Condiciones operativas típicas (Gary et al., 2007; Speight, 2014):

Parámetro	Single-stage HC	Two-stage	HC Mild HC
Temperatura (°C)	380–430	350–430	350–400
Presión H ₂ (bar)	140–200	100–180	70–120

H ₂ /HC ratio (NI/l)	1500–2500	1000–2000	500–1000
Espaciada (LHSV)	0.5–1.5 h ⁻¹	0.5–2 h ⁻¹	1–3 h ⁻¹
Conversión (%)	80–95%	>95%	30–60%
Catalizador	NiMo/SiO ₂ -Al ₂ O ₃	Pd/zeo+NiMo	CoMo/Al ₂ O ₃
Azufre en producto	<10 ppm	<10 ppm	<500 ppm

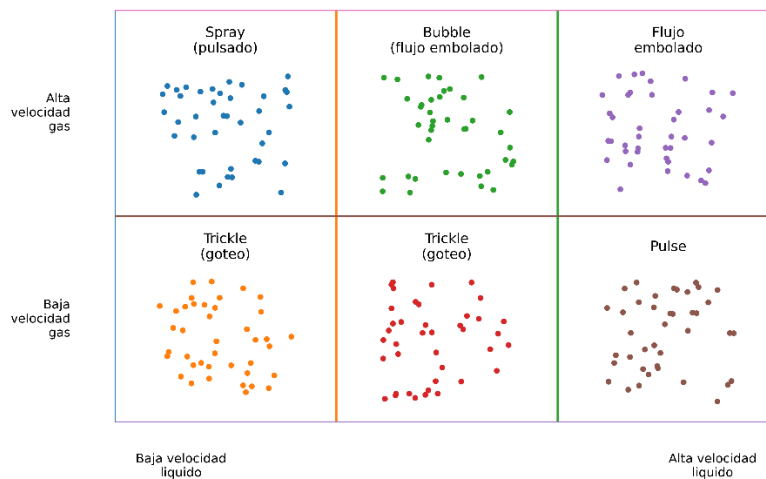
Nota crítica: La presión de H₂ en el sistema determina la solubilidad del H₂ en la fase líquida y el mecanismo de reacción (Langmuir-Hinshelwood **en trickle bed**).

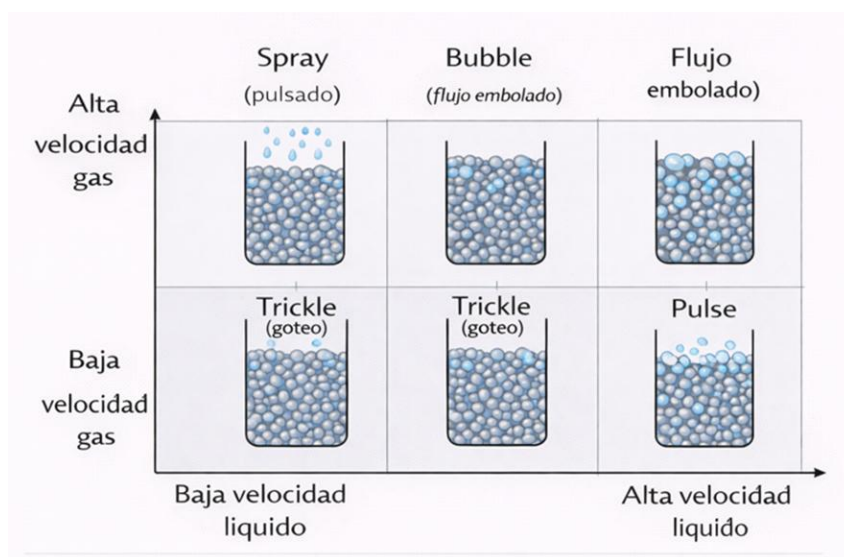
15.4.1 Regímenes de flujo en trickle bed

Los regímenes típicos son: flujo por goteo, flujo pulsante, régimen burbujeante, régimen anular.

El régimen afecta directamente eficiencia de reacción.

Figura 25 Regímenes de flujo en trickle bed





Nota. Adaptado de Gary et al (2007, p. 241) y Ancheyta et al (2005, p. 85)

Hidro craqueo típico: Régimen trickle o pulse a alta presión.

15.4.2 Holdup de líquido y eficiencia de contacto

El holdup líquido representa la fracción de volumen ocupada por la fase líquida.

Los factores influyentes son: velocidad superficial, propiedades físicas, tamaño de partícula. A mayor contacto hay una mayor conversión.

$$\beta_L = \text{Volumen líquido en reactor} / \text{Volumen vacío del lecho}$$

Correlación de Sáez-Carbonell (para trickle bed):

$$\beta_L = 1.47 \cdot (Re_L / Ga_L)^{0.11} \cdot (Re_G / Ga_G)^{-0.14} \cdot (\rho_G / \rho_L)^{0.15}$$

Donde números adimensionales de Galileo: $Ga_L = (g \cdot d_p^3 \cdot \rho_L^2) / \mu_L^2$

15.5 TRANSFERENCIA DE MASA Y LIMITACIONES

La velocidad global del proceso puede estar limitada por transporte.

15.5.1 Resistencias en serie en hidro craqueo

Las resistencias principales son las siguiente: transferencia gas-líquido, difusión en película líquida, difusión intraparticular, reacción química superficial.

El diseño busca minimizar resistencias difusionales.

Gas $H_2 \rightarrow$ 1. Película gas $\rightarrow$ 2. Interfaz G-L $\rightarrow$ 3. Película líquida

↓

Catalizador $\leftarrow$ 6. Reacción en superficie $\leftarrow$ 5. Difusión en poro $\leftarrow$ 4. Película líquido-sólido

Criterio de Carberry para limitación externa: $\eta_{ext} = r_{obs} / k_{LS} \cdot a_p \cdot C_{H_2, bulk}$
 >0.1 indica limitación significativa

Factor de eficiencia interna (Thiele): $\eta_{int} = \tanh(\phi) / \phi$, $\phi = L \sqrt{(k \cdot \rho_p / D_{eff})}$

Para hidrocrqueo típico con catalizador NiMo/Al₂O₃: $\eta_{int} \approx 0.6-0.9$
 (moderadamente limitado)

15.6 MODELADO DE REACTORES MULTIFÁSICOS

El análisis industrial requiere modelos matemáticos avanzados.

El análisis y diseño del hidrocrqueo requieren modelos matemáticos capaces de describir simultáneamente cinética química, transferencia de calor y fenómenos hidrodinámicos multifásicos. Los modelos pseudo-homogéneos representan el sistema mediante propiedades promedio del lecho catalítico, mientras que los modelos heterogéneos consideran explícitamente gradientes de concentración y temperatura entre fases. Estas herramientas permiten predecir conversión, distribución de productos y comportamiento dinámico del reactor, facilitando la optimización industrial del proceso.

15.6.1 Modelo de dispersion axial

Considera desviaciones respecto al flujo pistón ideal. Incluye: mezcla axial, difusión efectiva, gradientes de concentración.

Ecuación de diseño con dispersión: $1/Pe (d^2C/dz^2) - (dC/dz) - Da \cdot C \cdot \eta = 0$

Donde:

- $Pe = uL/D_{ax} =$ número de Peclet

- $Da=k\tau$ = número de Damköhler

Para hidrocrackeo: $Pe > 50$ típicamente (flujo casi pistón)

15.6.2 Modelo de celdas agitadas (CSTR en serie)

Aproximación práctica utilizada en simuladores comerciales.

El reactor se representa como una serie de reactores perfectamente mezclados.

Ventaja: facilidad computacional y estabilidad numérica.

Aproximación práctica para simulación: $N_{CSTR} = (Pe/2) + 1$

15.7 SISTEMAS DE RECICLO DE HIDRÓGENO

El hidrógeno no reaccionado se recupera y reutiliza para mejorar la eficiencia económica.

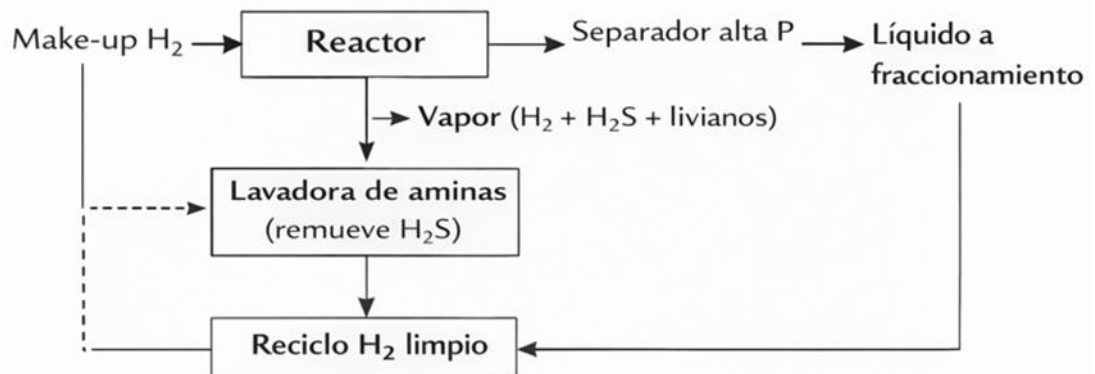
Debido al elevado consumo de hidrógeno en el hidrocrackeo, las unidades industriales incorporan sistemas de separación y reciclo destinados a recuperar el hidrógeno no reaccionado y reintroducirlo al reactor. Después de la reacción, la corriente efluente pasa por separadores de alta presión donde se separan gas y líquido; el hidrógeno recuperado es comprimido y recirculado para mantener una presión parcial adecuada. Este sistema mejora la eficiencia económica del proceso, reduce el consumo de hidrógeno fresco y contribuye a la estabilidad del catalizador al limitar la formación de coque.

15.7.1 Balance de hidrógeno en el sistema

Hidrógeno de entrada = consumo químico + pérdidas + hidrógeno reciclado.

El balance permite: estimar make-up H_2 , controlar pureza, evitar acumulación de gases inertes.

Balance de hidrógeno en el sistema



Nota. Adaptado de Gary et al. (2007) y Speight (2014).

15.7.2 Diseño de compresores de reciclo

Los compresores mantienen presión elevada del sistema.

Las consideraciones principales son: caudal volumétrico, eficiencia energética, control de temperatura, confiabilidad operativa.

El reciclo de hidrógeno representa uno de los mayores consumos energéticos del proceso.

Relación de compresión típica: 1.5-2.5 por etapa

- Presión succión: 120 bar (después de caídas)
- Presión descarga: 150-180 bar
- Flujo de reciclo: 3,000-10,000 Nm³/h por 1,000 bbl/d de feed

Purga de metano:

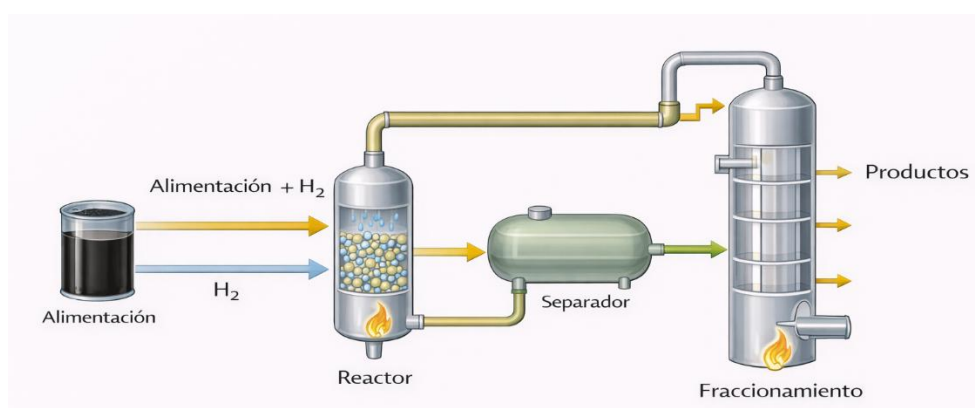
- Objetivo: mantener metano < 15-25% en reciclo
- Estrategia: purga proporcional al make-up de H₂ fresco

Tabla 30 Comparación FCC vs. Hidrocraqueo

Parámetro	FCC	Hidrocraqueo
H ₂ consumido	No	Sí (100–200 Nm ³ /t)
Producto principal	Gasolina	Nafta, diesel
Presión (bar)	2–4	100–200

Nota. Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Meyers (2004).

Figura 26 Diagrama de hidrocraqueo (descripción)



15.8 EJERCICIOS

Ejercicio 15.8.1

Enunciado: Calcular consumo de H₂ para tratar 100 t de gasoil con 150 Nm³/t

Solución:

$$H_2 = 100 \times 150 = 15,000 \text{ Nm}^3$$

Ejercicio 15.8.2 Un reactor consume 1500 Nm³/h de hidrógeno y recupera 80 % mediante reciclo.

Hidrógeno make-up requerido:

$$\text{Make-up} = 1500 \times (1 - 0.80) = 300 \text{ Nm}^3/\text{h}.$$

Ejercicios propuestos

1. Explique por qué altas presiones favorecen el hidrocraqueo.

2. Compare FCC e hidrocrqueo en términos de calidad del producto.
3. Analice el impacto de limitaciones difusionales en reactores trickle bed.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente una unidad de hidrocrqueo para maximizar producción de diésel considerando:

- configuración de reactores,
- balance de hidrógeno,
- control térmico,
- estabilidad catalítica.

CAPÍTULO 16

MEZCLA DE GASOLINAS

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los fundamentos de la formulación de calidad de gasolinas comerciales.
- Analizar la influencia de la presión de vapor en el desempeño del combustible.
- Aplicar principios de mezcla (blending) en refinería, optimizando las formulaciones para cumplir con las regulaciones ambientales.
- Evaluar el número de octano y su impacto en motores.
- Identificar tecnologías modernas de mejora de octano

La producción de gasolina comercial no depende únicamente de un proceso individual de refinación, sino de la combinación estratégica de múltiples corrientes provenientes de unidades como destilación, reformación catalítica, FCC, alquilación e hidrocrackeo. La etapa de mezcla o blending constituye un proceso de ingeniería orientado a cumplir simultáneamente especificaciones de calidad, desempeño del motor, seguridad operacional y regulaciones ambientales. Esta operación requiere conocimientos de termodinámica de mezclas, propiedades de fluidos y normativas de productos.

El diseño de mezclas de gasolina requiere optimizar propiedades fisicoquímicas tales como presión de vapor, número de octano, volatilidad y composición química, equilibrando restricciones técnicas y económicas dentro de la operación global de la refinería.

La práctica de la mezcla de gasolinas para la refinación es muy compleja. Para esto se usan simulaciones por computadora con las que se pueden predecir los escenarios

en los que puede estar involucrada una refinería y que se pueden usar para optimizar las mezclas- de las gasolinas. La necesidad de esta aproximación se debe a lo que se ha aprendido históricamente: variada composición de la alimentación, variada demanda de productos, condiciones variadas de operación de la FCCU, reformador catalítico, etc. ya sea o no se use un hidrocraqueador. Se hará hincapié en el significado de la presión de vapor para la gasolina, el número de octano y los cálculos involucrados en las mezclas de gasolina.

La mezcla de gasolinas constituye la etapa final del procesamiento en refinería, donde diferentes corrientes intermedias se combinan para producir combustibles que cumplan especificaciones técnicas, ambientales y comerciales.

El blending representa una operación estratégica porque determina:

- calidad del combustible,
- cumplimiento regulatorio,
- rentabilidad de la refinería.

Las corrientes típicas utilizadas incluyen:

- reformado catalítico,
- gasolina FCC,
- alquilato,
- isomerizado,
- butanos,
- componentes oxigenados.

El blending constituye un problema clásico de optimización multivariable donde deben satisfacerse simultáneamente restricciones técnicas y económicas.

Herramientas utilizadas:

- programación lineal,
- optimización en tiempo real,
- control avanzado de procesos.

La ecuación de blending es la siguiente:

$$\text{RON mezcla} = \sum (x_i \times \text{RON}_i)$$

donde:

x_i = fracción volumétrica

RON_i = número de octano del componente

16.1 PRESIÓN DE VAPOR

La presión de vapor controla la volatilidad del combustible y su comportamiento durante arranque y operación del motor.

Parámetro industrial principal:

Presión de Vapor Reid (RVP).

Importancia:

- arranque en frío,
- evaporación controlada,
- prevención de bloqueo por vapor (vapor lock),
- reducción de emisiones evaporativas.

Factores que afectan la RVP:

- contenido de butanos,

- temperatura ambiental,
- composición de mezcla.

Las regulaciones ambientales establecen límites máximos de presión de vapor según estación climática.

La presión de vapor Reid (RVP) es una de las propiedades más importantes en la formulación de gasolinas, ya que determina la volatilidad del combustible y su comportamiento durante el arranque del motor y la operación en distintas condiciones climáticas. Una presión de vapor elevada favorece el encendido en frío, mientras que valores excesivos pueden generar pérdidas por evaporación y formación de vapores contaminantes. El control de la presión de vapor se logra mediante la selección adecuada de corrientes ligeras y el ajuste estacional de las mezclas.

Es la medida de cuán volátil es un compuesto, cuando la presión de vapor es menor, el compuesto es menos volátil. Se puede presentar como la presión que se ejerce para mantener un compuesto en la fase líquida. Cuando el compuesto es más volátil, se requiere mayor presión. La presión de vapor y el punto de ebullición están así correlacionados inversamente: cuanto menor es el punto de ebullición, mayor es la presión de vapor.

De lo considerado en la caracterización del petróleo, sabemos que los hidrocarburos ligeros (por ejemplo, butano) tienen una presión de vapor más alta que los hidrocarburos más pesados como la nafta.

Para caracterizar la volatilidad de una gasolina mezclada, estamos interesado en lo que se conoce como Presión de Vapor Reid o RVP. Hay una correlación directa entre la habilidad de una gasolina a operar una máquina tanto en frío como en caliente y el RVP. También es necesario considerar que la RVP depende de la estación (debe ser aproximadamente 13 psi en invierno y 8.5 psi en verano). Más aún, el cambio de la presión atmosférica con la altura y las variaciones en temperatura significan que debe optimizarse el RVP en una mezcla de gasolinas. Esto significa que puede variar de ciudad a ciudad.

La presión de vapor es una propiedad crítica de las gasolinas que determina su

comportamiento en sistemas de almacenamiento, distribución y combustión. Se define como la presión ejercida por el vapor de un componente cuando está en equilibrio con su fase líquida a una temperatura determinada.

Fundamentos termodinámicos

Para componentes puros, la presión de vapor se describe mediante la ecuación de Antoine:

$$\log_{10} P^v = A - (B/(T+C))$$

Donde:

- P^v = presión de vapor (mmHg o kPa)
- T = temperatura (°C o K)
- A, B, C = constantes específicas del componente

Para mezclas de hidrocarburos, la presión de vapor total se calcula mediante la ley de Raoult modificada:

$$P_{\text{total}} = \sum_{i=1}^n x_i \gamma_i P_i^v$$

Donde:

- x_i = fracción molar del componente i en líquido
- γ_i = coeficiente de actividad
- P_i^v = presión de vapor del componente puro i

Presión de vapor Reid (RVP)

La industria petrolera utiliza el método estándar ASTM D323 para determinar la Presión de Vapor Reid (Reid Vapor Pressure, RVP), medida a 37.8°C (100°F) con una relación volumétrica líquido-vapor de 4:1.

La RVP es indicativa de:

- Tendencia a formar vapor en sistemas de combustible
- Volatilidad y facilidad de arranque en frío
- Emisiones evaporativas durante almacenamiento y manipulación

Regulaciones y especificaciones

Las normativas ambientales limitan la RVP según la estación y región:

Estación/Región	RVP máxima (psi)	RVP máxima (kPa)
Verano (EE.UU.)	9.0	62
Invierno (EE.UU.)	15.0	103
Euro V (todo el año)	9.0	62
Latinoamérica (tropical)	7.0-9.0	48-62

Efecto de la composición

Los componentes más ligeros (butanos, pentanos) contribuyen significativamente a la RVP. La adición de butano es común para ajustar la volatilidad en invierno, pero debe reducirse en verano para controlar emisiones.

Mezcla de RVP — Comportamiento no lineal (Gary et al., 2007):

1. Índice de mezcla de presión de vapor (BVPI):

$$BVPI_i = RVP_i^{1.25} \text{ (exponente de mezcla estándar API)}$$

$$RVP_{blend} = (\sum x_i \cdot BVPI_i)^{1/1.25}$$

2. Especificaciones regulatorias (EPA, 2023):

Verano: $RVP \leq 7.8 \text{ psi (54 kPa)}$ — estándar convencional

$RVP \leq 9.0 \text{ psi (62 kPa)}$ — para E10 (exención etanol +1 psi)

Invierno: sin límite federal (varía por estado)

3. Componentes de alta RVP (limitantes de blending):

n-butano: RVP = 51 psi (352 kPa) → limitar <7 vol% en verano

iso-pentano: RVP = 20.4 psi → mejorador de arranque en frío

Etanol E100: RVP = 2.3 psi (pero sinergia azeótropa +1–2 psi con blend)

16.2 MEZCLA DE GASOLINAS

El blending combina múltiples corrientes para cumplir simultáneamente especificaciones de:

- octano,
- presión de vapor,
- contenido aromático,
- azufre,
- densidad,
- destilación ASTM.

Tipos de blending:

- blending en línea (inline blending),
- blending en tanque,
- blending optimizado mediante programación lineal.

El blending moderno utiliza sistemas automáticos conectados a simuladores de refinería para maximizar valor económico del producto final.

La mezcla de gasolinas consiste en la combinación controlada de diferentes corrientes de hidrocarburos para producir un combustible final que cumpla especificaciones técnicas y ambientales. Entre las principales corrientes de mezcla se incluyen reformado catalítico, alquilato, gasolina FCC, nafta ligera e isomerado. El proceso de *blending* se basa en modelos de optimización que consideran propiedades no lineales del combustible, restricciones regulatorias y maximización del valor económico del producto final.

Se puede realizar la mezcla empleando los siguientes sistemas: blending en línea

(inline blending), optimización mediante programación lineal, control en tiempo real.

Desde el punto de vista de una refinería, gasolina es una mezcla de hidrocarburos, que cuando se combinan, deben reunir las especificaciones de presión de vapor entre otras. Estos hidrocarburos caen en el rango de C_4 a C_{12} . Note que sólo el isobutano y el normal butano tienen RVPs sobre el límite de 13 psi. Por consiguiente, estos se usan como componentes de mezcla para alcanzar los requerimientos de presión de vapor.

El proceso de mezcla (blending) combina componentes de diferentes unidades de refinación para obtener gasolina con propiedades específicas.

Componentes típicos del pool de gasolina

Componente	Rango de ebullición (°C)	Número de octano (RON)	Contenido típico (%)
Butano	-0.5	92-95	5-10
Reformado catalítico	40-200	95-102	30-40
Alquilato	50-190	93-96	10-20
FCC nafta	40-220	88-92	20-30
Isomerizado	40-90	87-92	5-10
Hidrocrackeado	40-200	80-85	5-15
Etanol	78	108-110	0-10

Cálculo de propiedades de mezclas

Para propiedades aditivas (como fracciones de componentes):

$$P_{mezcla} = \sum_i x_i P_i$$

Para propiedades no aditivas como el número de octano, se usan índices de mezcla:

$$ON_{mezcla} = (\sum_i x_i \cdot ON_i^{1/n})^n$$

ON es el número de octano y n varía típicamente entre 1.5 y 2.0 según la correlación específica.

Optimización de mezclas

La programación lineal (Linear Programming, LP) se utiliza para minimizar

costos de producción sujeto a restricciones de calidad:

$$\text{Minimizar } Z = \sum_i c_i x_i$$

Sujeto a:

- Especificaciones de producto: $P_{j,min} \leq \sum_i a_{ij} x_i \leq P_{j,max}$
- Disponibilidad de componentes: $0 \leq x_i \leq S_i$
- Balance de masa: $\sum_i x_i = D$

$$\text{Minimizar } Z = \sum_i c_i x_i$$

Sujeto a:

- Especificaciones de producto: $P_{j, min} \leq \sum_i a_{ij} x_i \leq P_{j, max}$
- Disponibilidad de componentes: $0 \leq x_i \leq S_i$
- Balance de masa: $\sum_i x_i = D$

Donde:

- c_i = costo del componente i
- x_i = cantidad del componente i
- a_{ij} = coeficiente de propiedad j para componente i
- S_i = suministro disponible del componente i
- D = demanda total de gasolina

16.2 NÚMERO DE OCTANO

El número de octano mide la resistencia del combustible a la detonación prematura.

Indicadores principales:

RON (Research Octane Number)

MON (Motor Octane Number)

Índice comercial:

$$AKI = (RON + MON) / 2$$

Definiciones de Número de Octano (ASTM, API):

1. RON (Research Octane Number): ASTM D2699

Condiciones: 600 rpm, $T_{\text{intake}} = 52^{\circ}\text{C}$, ignición variable

Mide resistencia al knock en ciudad (bajas T, alta compresión)

2. MON (Motor Octane Number): ASTM D2700

Condiciones: 900 rpm, $T_{\text{intake}} = 149^{\circ}\text{C}$, ignición fija a 26° BTDC

Mide resistencia al knock en autopista (altas T, alta velocidad)

3. AKI (Anti-Knock Index) = Pump Octane Number:

$$AKI = (RON + MON) / 2$$

→ El número en las bombas de gasolina en EE.UU.

Regular: AKI = 87, Plus: AKI = 89–90, Premium: AKI = 91–93

4. Sensitivity (S) = RON – MON

Gasolinas típicas: $S = 8\text{--}12$

Alta S indica mayor beneficio de octano en vehículos modernos

5. ON de mezcla (índice no lineal):

$$ON_{\text{blend}} \approx \sum (x_i \cdot ON_i) \text{ para hidrocarburos similares}$$

(Mezcla etanol-gasolina puede mostrar sinergias de 2–4 pts RON)

Mayor octano → mejor desempeño en motores de alta compresión.

Componentes de alto octano:

- alquilato,
- reformado,
- aromáticos,
- iso-parafinas.

El número de octano es el parámetro importante para evaluar la resistencia de una gasolina al fenómeno de detonación o *knocking* en motores de combustión interna. Este índice mide la capacidad del combustible para soportar altas relaciones de compresión sin combustión prematura. Industrialmente se emplean dos indicadores principales: el número de octano de investigación (RON) y el número de octano de motor (MON), cuya diferencia refleja el comportamiento del combustible bajo distintas condiciones operativas del motor.

Con un RVP adecuado, los automóviles pueden encender efectivamente ya sea en condiciones frías como calientes. La evaluación del octano o número de octano se indica en todas las estaciones de servicio donde podemos comprar desde 84 a 95+. Los automóviles de carrera pueden requerir un octanaje aún mayor.

El Octanaje cuantifica la tendencia de una gasolina al golpeteo en las máquinas de una relación de compresión particular. Esencialmente, cuando la gasolina se comprime en el arreglo pistón/cilindro, puede auto-inflamarse antes de que encienda la chispa en la bujía. Esto crea una onda de presión contra el pistón y la carcasa. Esto se puede escuchar como un sonido sordo o como un golpe. El concepto de golpeteo apareció por primera vez en 1920 cuando los combustibles de aviación para máquinas a chorro no eran sometidos a pruebas estrictas. Como resultado la máquina trabajaba bien un día y al siguiente día un combustible diferente causaba la voladura de un pistón.

En resumen, con una relación de compresión mayor, mayor es la tendencia para la auto-inflamación y por ende se requiere un mayor octanaje.

Escala de referencia

Compuesto	RON	MON
n-heptano (referencia baja)	0	0
Isooctano (2,2,4-trimetilpentano)	100	100
Tolueno	120	103
Metanol	133	99
Etanol	108	89

Factores que afectan el número de octano

- **Estructura molecular:** Parafinas ramificadas > parafinas lineales; aromáticos y olefinas de alto octano.
- **Presión parcial:** Efecto de dilución con aire en el cilindro.
- **Condiciones del motor:** Temperatura, relación de compresión, avance de encendido.

Efecto de la temperatura de destilación

La fracción frontal de la gasolina (más ligera) típicamente tiene mayor número de octano que la fracción final (más pesada). El perfil de destilación afecta el desempeño en diferentes condiciones de operación del motor.

16.3 MEJORADORES DE OCTANO

Los mejoradores de octano permiten ajustar la calidad del combustible sin modificar significativamente la operación de refinería.

Opciones industriales:

- compuestos oxigenados (etanol, MTBE, ETBE),
- isomerización de parafinas ligeras,
- reformado catalítico,
- alquilación.

Tendencias modernas:

- reducción de aromáticos,
- aumento de biocomponentes,
- combustibles de menor huella de carbono.

La optimización del octano debe equilibrar desempeño del motor, emisiones y costo de producción. Los mejoradores de octano son compuestos adicionados a la gasolina para incrementar su desempeño antidetonante y cumplir especificaciones ambientales y de eficiencia energética. Históricamente se emplearon aditivos organometálicos como el tetraetilo de plomo; sin embargo, debido a consideraciones ambientales, actualmente predominan oxigenados y componentes de alto octano provenientes de procesos de refinación avanzada, tales como alquilato, reformado aromático, etanol y éteres oxigenados.

El uso de estos aditivos permite optimizar el rendimiento del motor, reducir emisiones contaminantes y adaptar la formulación del combustible a normativas internacionales cada vez más estrictas.

Al principio de los años setenta, las regulaciones gubernamentales comenzaron a limitar la cantidad de plomo en la gasolina. El plomo, o más correctamente el plomo tetraetílico, fue usado en las refinerías para subir el octanaje sin afectar la presión de vapor. Eventualmente, el plomo tuvo que ser removido de la gasolina, por lo que las refinerías buscaron alternativas para mejorar el octanaje. Estas alternativas incluyen los alcoholes y los oxigenados. Ejemplos de los primeros son el metanol y el etanol, mientras que de los últimos son los éteres como el Metil Terciario Butil Éter (MTBE) o el ETBE. El etanol ha ganado alguna atención como combustible verde. A diferencia del metanol, el etanol es no venenoso y no corrosivo. Por lo general se agrega hasta 10% de etanol.

El MTBE ha subido en aceptación como oxigenado para la gasolina. Ha sido uno de los productos que ha tenido mayor crecimiento. Sin embargo, en los últimos tiempos ha sido objetado como no seguro en términos medioambientales.

Otro aditivo que ha sido propuesto por Ethyl Corporation es el MMT, que es

presentado como seguro ambientalmente, pero el que ha sufrido objeciones en Estados Unidos y Canadá.

La gasolina debe cumplir:

- Octanaje (RON $\geq$ 91–95)
- Presión de vapor (RVP: 60–90 kPa)
- Azufre < 10 ppm (EURO VI)
- Categorías de mejoradores

1. **Oxigenados:** Compuestos que contienen oxígeno en su molécula, mejoran la combustión y reducen emisiones de CO.

Compuesto	Contenido de oxígeno (%)	Aumento de RON	Uso típico (%)
Etanol	34.7	2-3 por % vol	5-10 (E10), 85 (E85)
Metanol	49.9	2-3 por % vol	0-5 (mezclas)
MTBE	18.2	2-3 por % vol	0-15 (restringido)
ETBE	15.7	2-3 por % vol	0-15

Estatus regulatorio de oxigenados y mejoradores de octano (2024):

Compuesto	ON	RVP (psi)	Estatus actual
	(RON/MON)		
MTBE	118/100	8.7	Prohibido: EE.UU. (mayoría desde 2006), Europa (uso muy restringido), Perú (no regulado aún)
ETBE	118/102	4.0	Permitido en UE, Japón, Brasil (mezcla con E85)
Etanol	111/92	2.3	Estándar global; Perú E7.8 (7.8% v/v)
TBA	105/95	2.4	Uso limitado (precursor MTBE)

iso-Octano	100/100	1.1	Referencia ON=100
Tolueno	121/103	1.1	Blender aromático, restricción benzol

Recomendación para Perú (Decreto Supremo N°013-2019-EM):

- Gasolinas con 7.8% etanol mínimo (E7.8) por norma
- MTBE no prohibido, pero en desuso por alternativas más seguras
- Monitoreo de benceno < 1% v/v (norma EURO V)

2. **Aditivos metálicos** (uso restringido):

- Tetraetilo de plomo (TEL): Histórico, prohibido por toxicidad
- Ferroceno: Alternativa no tóxica, uso limitado

3. **Aditivos nitrogenados**:

- Anilina y derivados: Efecto positivo en octanaje, pero pueden aumentar depósitos

Consideraciones ambientales y de salud

- El MTBE (metil-tert-butil éter) ha sido restringido en muchas jurisdicciones debido a su persistencia en aguas subterráneas y potencial carcinogénico.
- El etanol es el oxigenado preferido en la actualidad, aunque presenta desventajas de volatilidad y compatibilidad con materiales.
- Los aromáticos (benceno, tolueno, xilenos) mejoran el octanaje, pero están limitados por regulaciones de emisiones.

Efecto de la adición de oxigenados

La adición de etanol a gasolina modifica múltiples propiedades:

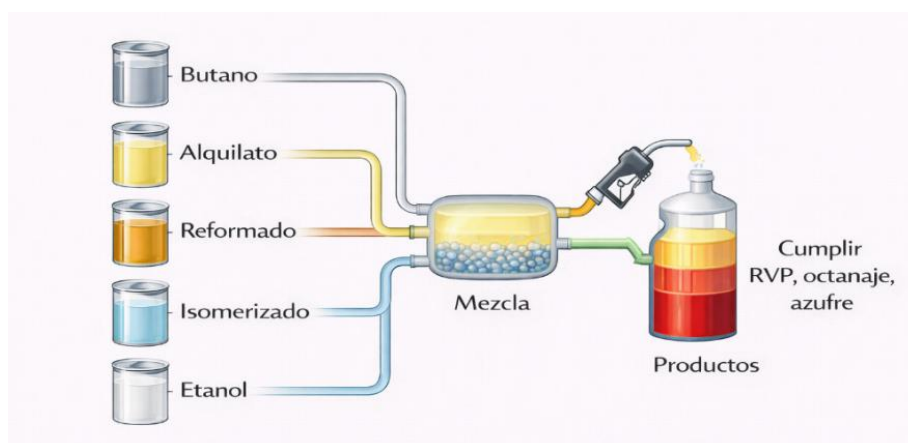
- Aumenta el número de octano (efecto positivo)
- Incrementa la presión de vapor (efecto negativo en verano)
- Reduce el poder calorífico (menor autonomía por volumen)
- Aumenta la solubilidad del agua (problemas de fase en presencia de humedad)
- Puede causar corrosión en ciertos materiales del sistema de combustible

Tabla 31 Especificaciones EURO VI

Parámetro	Límite
Azufre	<10 ppm
Benceno	<1 % v/v
RVP (verano)	60–70 kPa
RON	≥95

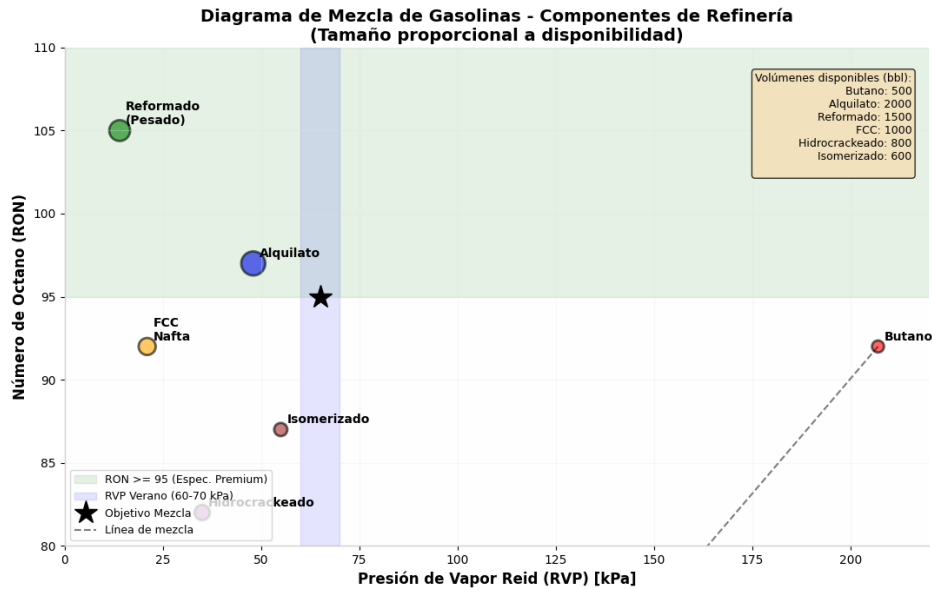
Nota. Elaboración propia con base en la normativa europea de emisiones EURO VI (European Commission), incluyendo regulaciones de calidad de combustibles (EN 590 para diésel y EN 228 para gasolina) y reportes técnicos de la European Environment Agency (EEA).

Figura 27 Diagrama de mezcla (descripción)



Nota. Adaptado de Gary et al (2007, p. 229) y Ancheyta (2020, p. 144) y Speight (2011)

Figura 28 Mapa de mezcla: Datos RON/RVP de tablas ASTM D439 y métodos de mezcla



Nota. El diagrama ilustra el posicionamiento típico de corrientes de refinería utilizadas en la formulación de gasolinas comerciales según su número de octano (RON) y presión de vapor Reid (RVP). El proceso de mezcla busca cumplir simultáneamente especificaciones de volatilidad, octanaje y contenido de azufre mediante optimización de corrientes como reformado catalítico, alquilato, nafta FCC, isomerizado, corrientes hidro procesadas y butano. Fuente: Adaptado de Gary, Handwerk y Kaiser (2007); Speight (2014); Maples (2000); Ancheyta (2011).

16.5 EJERCICIOS

Ejercicio 16.5.1

Enunciado: Mezclar componentes para obtener RVP = 65 kPa y RON = 95

Datos:

Componente	RVP (kPa)	RON	% disponible
Butano	220	92	5 %
Alquilato	15	97	40 %
Reformado	35	98	55 %

Solución (modelo lineal):

$$x_1 + x_2 + x_3 = 1$$

$$220x_1 + 15x_2 + 35x_3 = 65$$

$$92x_1 + 97x_2 + 98x_3 = 95$$

Resolviendo:

$$x_1 = 0.15 \text{ (butano)}, x_2 = 0.35, x_3 = 0.50$$

$$\text{Validación: RVP} = 64.8 \text{ kPa, RON} = 95.1$$

Ejercicio 16.5.2

Formulación de Gasolina Premium

Una refinería debe producir 5,000 m³ de gasolina Premium (RON ≥ 97, RVP entre 55-65 kPa, Azufre < 10 ppm) mezclando cuatro componentes:

Componente	RON	RVP (kPa)	Azufre (ppm)	Disponible (m ³)	Costo (\$/m ³)
Alquilato	97	50	8	2,000	380
Reformado	102	35	15	1,500	350
FCC Nafta	92	70	25	2,000	270
Isomerizado	87	65	5	1,000	290

Formule y resuelva (método algebraico simplificado):

Formule las restricciones y encuentre la mezcla de mínimo costo que cumpla especificaciones.

Solución:

Variables: x_1 = Alquilato, x_2 = Reformado, x_3 = FCC, x_4 = Isomerizado

Restricciones:

$$x_1 + x_2 + x_3 + x_4 = 5,000$$

$$(97x_1 + 102x_2 + 92x_3 + 87x_4) / 5000 \geq 97$$

$$55 \leq (50x_1 + 35x_2 + 70x_3 + 65x_4) / 5000 \leq 65$$

$$(8x_1 + 15x_2 + 25x_3 + 5x_4) / 5000 \leq 10$$

Resolviendo el sistema (método de esquinas o multiplicadores):

Solución óptima aproximada:

1,800 m³ Alquilato

1,200 m³ Reformado

1,000 m³ FCC (hidrotratado previo para bajar azufre)

1,000 m³ Isomerizado

Verificación RON: $(97 \times 1800 + 102 \times 1200 + 92 \times 1000 + 87 \times 1000) / 5000 = 97.1$

Verificación RVP: $(50 \times 1800 + 35 \times 1200 + 70 \times 1000 + 65 \times 1000) / 5000 = 53.4$ kPa Costo total: \$1,636,000

Ejercicio 16.5.3

Se mezclan dos corrientes:

Corriente A: 90 RON, 40 %

Corriente B: 100 RON, 60 %

Octano de mezcla:

$$\text{RON mezcla} = (0.40 \times 90) + (0.60 \times 100) = 96$$

Resultado:

Gasolina final de 96 RON.

Ejercicios propuestos

Explique el efecto del butano sobre la presión de vapor.

Compare RON y MON.

Analice ventajas del blending en línea frente al blending en tanque.

Problema de diseño

Una refinería debe producir gasolina de 95 RON minimizando costo.

Proponga una estrategia de mezcla considerando:

- gasolina FCC,
- reformado,
- alquilato,
- componentes oxigenados.

CAPÍTULO 17

INGENIERÍA DE RESERVORIOS DE GAS NATURAL

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender las propiedades físicas y termodinámicas del gas natural.
- Estimar el volumen de gas originalmente en sitio.
- Interpretar pruebas de producción de pozos de gas.
- Comparar comportamiento real con modelos teóricos de flujo.
- Analizar la cadena tecnológica del Gas Natural Licuado (GNL).

El gas natural constituye una de las fuentes energéticas más importantes a nivel mundial debido a su elevada eficiencia energética y menor impacto ambiental en comparación con otros combustibles fósiles. Su aprovechamiento requiere comprender tanto las propiedades termodinámicas del gas en el yacimiento como los métodos de evaluación de reservas, producción, transporte y licuefacción.

La ingeniería del gas natural integra disciplinas de geología, ingeniería de reservorios, termodinámica y transferencia de calor, permitiendo transformar el gas producido en un recurso energético comercializable a escala global.

Hay muchos tópicos que tratar en esta sección, incluyendo las propiedades del gas natural como se usan en la aplicación de la ley de gases a los reservorios de gas natural, la determinación del gas en el lugar y las pruebas de pozos de gas.

La ingeniería de gas natural integra conocimientos de geología, termodinámica, flujo multifásico y procesos industriales para desarrollar y producir yacimientos gaseosos de manera eficiente.

A diferencia del petróleo, el gas natural presenta alta compresibilidad y fuerte dependencia de presión y temperatura, lo que exige modelos específicos para su evaluación y producción.

El crecimiento global del gas natural ha impulsado avances en:

- explotación offshore,
- transporte internacional,
- tecnologías criogénicas,
- generación eléctrica de alta eficiencia.

La ingeniería del gas natural combina:

- análisis de reservorios,
- diseño de superficie,
- termodinámica avanzada,
- logística energética internacional.

El desarrollo de GNL ha transformado el gas natural en un commodity global comparable al petróleo.

17.1 PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

El gas natural está compuesto principalmente por:

- metano (CH_4),
- etano,
- propano,
- dióxido de carbono,
- nitrógeno,

- trazas de H₂S.

Composición típica

Componente	Campo seco (%)	Campo húmedo (%)	Gas de esquisto (%)
Metano (C₁)	85-95	70-85	70-90
Etano (C₂)	2-5	5-10	5-15
Propano (C₃)	0.5-1	2-5	2-8
Butanos (C₄)	0.1-0.5	1-3	1-4
Pentanos+ (C₅+) 	<0.1	0.5-2	0.5-2
CO₂	0-3	0-5	0-5
N₂	0-5	0-3	0-10
H₂S	0-0.01	0-0.1	0-0.05

Propiedades fundamentales:

- densidad del gas,
- viscosidad,
- factor de compresibilidad Z,
- poder calorífico,
- gravedad específica del gas.

El comportamiento real del gas se describe mediante:

$$pV = Z nRT$$

donde el factor Z corrige desviaciones del comportamiento ideal.

Diagramas de Standing–Katz permiten estimar Z en función de presión y temperatura reducidas.

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos compuesta principalmente por metano, acompañado de etano, propano, butanos y pequeñas cantidades de gases no hidrocarbonados como dióxido de carbono, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno. Sus propiedades físicas y termodinámicas, tales como densidad, compresibilidad, viscosidad y poder calorífico, determinan su comportamiento durante la producción, transporte y procesamiento industrial. El conocimiento de estas propiedades resulta esencial para el

diseño de gasoductos, sistemas de compresión y unidades de tratamiento de gas.

Estamos interesados en aquellas propiedades que influyen el flujo del gas (P-V-T, viscosidad y composición) y el valor de venta (poder calorífico). Bajo condiciones de reservorio (por ejemplo, alta presión), el gas natural no puede ser considerado ideal. Por consiguiente, se usa un factor de compresibilidad z . El factor de compresibilidad se calcula en base a la temperatura y presión pseudo-críticas o pseudo-reducidas. Conociendo z , podemos obtener el volumen de gas o la densidad.

El comportamiento termodinámico del gas natural puede describirse mediante la ecuación generalizada del gas real:

$$PV = znRT$$

donde:

P = presión absoluta del gas (Pa o psia)

V = volumen ocupado por el gas (m^3 o ft^3)

z = factor de compresibilidad del gas (adimensional)

n = número de moles de gas

R = constante universal de los gases

$R = 8.314 \text{ J mol}^{-1}\text{K}^{-1}$ (o $10.73 \text{ psia} \cdot \text{ft}^3/\text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R}$ en unidades inglesas)

T = temperatura absoluta (K o $^\circ\text{R}$)

El factor de compresibilidad z corrige las desviaciones del comportamiento ideal debidas a interacciones moleculares y efectos de volumen finito, siendo particularmente relevante en condiciones de alta presión típicas de reservorios de gas natural.

Para gases ideales se cumple $z=1$; sin embargo, en sistemas reales el valor de z depende de la presión reducida y la temperatura reducida del gas.

Las ecuaciones para calcular la presión y temperatura pseudocrítica y pseudo-reducida se encuentran en muchos textos (por ejemplo, en Smith, Van Ness & Abbott).

La calorimetría de gas se refiere al valor de combustión o calentamiento y es el promedio en peso de los valores de calentamiento de todos los componentes en el gas. A menudo se observa que el gas natural se cotiza como GJ o BTU, lo que se refiere al calor de calentamiento.

Propiedades fundamentales

1. **Gravedad específica:** Relación entre la densidad del gas y la del aire a mismas condiciones. $\gamma_g = M_{\text{gas}} / M_{\text{aire}} = M_{\text{gas}} / 28.97$
2. **Factor de compresibilidad (Z):** Corrige el comportamiento no ideal del gas. $PV = Z n R T$

Donde Z depende de la presión reducida ($P_r = P/P_c$) y temperatura reducida

($T_r = T/T_c$).

3. **Volumen formación de gas (B_g):** Relación entre volumen en yacimiento y condiciones estándar. $B_g = V_{\text{res}} / V_{\text{sc}} = (ZT P_{\text{sc}}) / (T_{\text{sc}} P)$
4. Factor de compresibilidad isotérmica (c_g):

$$c_g = -1/V (\partial V / \partial P)_T = 1/P - 1/Z (\partial Z / \partial P)_T$$

Correlaciones para propiedades del gas

- **Standing-Katz:** Gráfico y correlación para Z de gases naturales.
- **Lee-González-Eakin:** Viscosidad del gas natural.

Sutton: Cálculo de propiedades críticas pseudocríticas para mezclas

Correlaciones para factor Z de gas natural (Ahmed, 2010; Tarek, 2006):

1. Correlación de Papay (1985) — Simple, error ~1%:

$$Z = 1 - 3.52 \cdot P_{\text{pr}} / (10^{0.9813 \cdot T_{\text{pr}}}) + 0.274 \cdot P_{\text{pr}}^2 / (10^{0.8157 \cdot T_{\text{pr}}})$$

2. Correlación de Hall-Yarborough (1974) — Mayor precisión:

$P_{pr} = -A \cdot \ln(P_{pr}) + F(y, T_{pr})$ donde y es la densidad reducida, solución iterativa

3. Ecuación de estado de Peng-Robinson (1976):

$$P = RT/(V-b) - a(T)/(V(V+b) + b(V-b))$$

Usada en simuladores (HYSYS, Aspen Plus)

4. Propiedades pseudocríticas (regla de Kay):

$$T_{pc} = \sum y_i \cdot T_{Ci}$$

$$P_{pc} = \sum y_i \cdot P_{Ci}$$

→ Corrección de Wichert-Aziz para H_2S , CO_2 : $\epsilon = 120 \cdot (A^{0.9} - A^{1.6}) + 15 \cdot (B^{0.5} - B^4)$

Ecuación de flujo en reservorio de gas:

$$q = kh (P_r^2 - P_{wf}^2) / [1422 \cdot T \cdot \mu z \cdot \ln(r_e/r_w)]$$

[Darcy en unidades de campo: q en Mscf/d, k en mD, P en psia]

17.2 DETERMINACIÓN DEL GAS EN EL LUGAR

El volumen original de gas en sitio (OGIP) se estima mediante balance volumétrico.

Expresión general:

$$OGIP = (43560 \times A \times h \times \phi \times (1 - S_w)) / B_g$$

donde:

A = área del reservorio

h = espesor productivo

ϕ = porosidad

S_w = saturación de agua

B_g = factor volumétrico del gas.

El cálculo permite evaluar reservas explotables y viabilidad económica del campo.

La estimación del gas originalmente presente en el yacimiento (*Gas Initially in Place, GIIP*) constituye un paso esencial para evaluar la viabilidad económica de un campo gasífero. Este cálculo se basa en balances volumétricos que consideran presión, temperatura, volumen del reservorio y factor de compresibilidad del gas. La determinación del gas en sitio permite planificar estrategias de desarrollo, estimar factores de recuperación y proyectar la vida productiva del campo.

Hay dos posibilidades para determinar el volumen del gas en el lugar. El primero, se refiere como la determinación volumétrica y es similar al descrito en la sección 3.5 para geología del petróleo, El segundo es el método de balance de materia y hace uso de los datos de producción actual de un reservorio para extrapolar el gas en el lugar. Este último está basado en la producción actual y es probablemente superior. Sin embargo, la aproximación no es consistente cuando el reservorio de gas contiene agua (Smith, Van Ness & Abbott).

17.3 PRUEBAS DE LOS POZOS DE GAS

Las pruebas de pozos permiten caracterizar el yacimiento y evaluar el desempeño del pozo.

Prueba de presión de fondo fluyente

Mide la presión en el pozo bajo condiciones de flujo establecido. La relación de flujo-presión se describe mediante la ecuación de flujo de gas:

$$Q_g = C(P_r^2 - P_{wf}^2)^n$$

Donde:

Q_g = caudal de gas (MSCF/d)

P_r = presión del yacimiento (psia)

P_{wf} = presión de fondo fluyente (psia)

C = coeficiente de productividad del pozo

n = exponente de flujo (≈ 1 para flujo laminar, < 1 para flujo turbulento)

Prueba de drawdown (caída de presión)

El pozo se pone a producir a caudal constante y se registra la presión de fondo en función del tiempo. Para flujo transitorio radial:

$$P_{wf} = P_i - (162.6 Q_g \mu_g B_g / kh) [\log t + \log (k / \phi \mu_g c_t r_w^2) - 3.23 + 0.87s]$$

Donde:

k = permeabilidad (mD)

h = espesor (pies)

μ_g = viscosidad del gas (cp)

c_t = compresibilidad total (psi^{-1})

r_w = radio del pozo (pies)

s = factor de daño (skin)

Prueba de buildup (recuperación de presión)

Se cierra el pozo después de producir y se mide el incremento de presión. La gráfica de Horner permite determinar la presión del yacimiento y permeabilidad:

$$P_{ws} = P_i - (162.6 Q_g \mu_g B_g / kh) \log ((t_p + \Delta t) / \Delta t)$$

Prueba de deliverability (capacidad de entrega)

Determina la capacidad máxima del pozo mediante pruebas en múltiples caudales (prueba de flujo en múltiples puntos o flow-after-flow test).

17.4 COMPARACIÓN CON LA TEORÍA

El comportamiento real de los yacimientos de gas frecuentemente se desvía de los modelos teóricos idealizados.

Desviaciones comunes y causas

Fenómeno observado	Causa probable	Implicación
Caída de presión mayor que predicha	Formación de condensado líquido cerca del pozo (retrograde condensation)	Pérdida de permeabilidad al gas, reducción de productividad
Recuperación menor que volumétrica	Intrusión de agua no considerada	Reservas recuperables menores
Presión de buildup con pendiente variable	Efectos de frontera, yacimiento compartimentado	Modelo de yacimiento más complejo requerido
Caída de presión no lineal en P/Z	Comportamiento no ideal del gas a alta presión, adsorción en shales	Corrección de Z o modelo de adsorción necesario

Gas de esquisto (shale gas)

Los yacimientos no convencionales presentan comportamiento diferente:

- Adsorción significativa del gas en la matriz orgánica (modelo Langmuir)
- Flujo multifásico (difusión en matriz + flujo en fracturas)
- Declinación de producción rápida inicial (hyperbolic o exponential decline)

Modelo de adsorción de Langmuir

$$V_{ads} = V_L P / (P_L + P)$$

Donde:

- V_{ads} = volumen adsorbido (SCF/ton)
- V_L = volumen Langmuir máximo
- P_L = presión Langmuir (presión a la cual $V_{ads}=V_L/2$)

El gas total en sitio incluye gas libre más gas adsorbido: $G_{total} = G_{libre} + G_{ads}$

Tabla 32 Composición de gas de Camisea (Lote 88, Perupetro 2022):

Componente	% mol	Nota
Metano	85.5	Variable según lote
Etano (C₂)	6.8	NGL recuperable
Propano (C₃)	3.2	GLP comercializable
Butanos (C₄)	1.5	GLP e isómeros
Pentano+ (C₅+) 	0.8	Gasolina natural
CO₂	1.0	Bajo, requiere monitoreo
N₂	1.6	Inerte
H₂S	<4 ppm	Gas dulce

Nota. Elaboración propia con base en información técnica del proyecto Camisea reportada por Perupetro S.A., el Ministerio de Energía y Minas del Perú (MINEM) y reportes operativos del sistema de gas natural. La composición varía por lote (56, 57, 88) y por período de producción. El gas del Lote 88 es más rico en NGL (C₂+) que el Lote 56.

Poder Calorífico Superior: ~1,040 BTU/scf $\approx$ 38.9 MJ/Nm³

Gravedad específica: ~0.620

Fuente: Perupetro S.A. (2023). Estadísticas de Producción de Gas Natural. MINEM.

Verificar datos anualizados en: www.perupetro.com.pe

Infraestructura en Perú: La planta de Pampa Melchorita (operada por PERU LNG) utiliza trenes de licuación basados en tecnología de cascada, procesando gas de Camisea para exportación.

17.5 GAS NATURAL LICUADO (GNL) Y CADENAS DE FRÍO

El Gas Natural Licuado (GNL) permite transportar gas a largas distancias sin gasoductos.

El GNL (LNG) permite el transporte marítimo de gas natural a gran escala, transformando el gas en líquido a -162°C, reduciendo su volumen aproximadamente 600 veces.

Proceso de licuefacción

Los ciclos principales son:

1. **Ciclo en cascada (Cascade):** Usa tres refrigerantes puros (propano, etileno, metano) en ciclos sucesivos.
 - Eficiencia: ~55% del Carnot
 - Complejidad: Alta (tres sistemas de compresión)
2. **Ciclo de refrigerante mixto (MRC - Mixed Refrigerant Cycle):** Usa una mezcla de hidrocarburos que evapora en rango de temperatura continuo.
 - Eficiencia: ~45-50% del Carnot
 - Complejidad: Media (un sistema de compresión)
3. **Ciclo con expensor (Expander):** Usa expansión de gas para generar refrigeración.
 - Eficiencia: ~40% del Carnot
 - Complejidad: Baja (aplicable a gases pequeños)

Consumo energético

Proceso	Consumo específico (kWh/ton LNG)	Eficiencia termodinámica
Cascade	280-320	Alta
MRC	300-360	Media-Alta
Expander	400-500	Media

Cadena de frío (Cold chain)

El sistema integrado de mantenimiento de temperatura criogénica incluye:

1. **Pretratamiento:** Remoción de CO₂, H₂S, agua, mercurio, compuestos aromáticos pesados.
2. **Licuefacción:** Enfriamiento progresivo hasta -162°C.
3. **Almacenamiento:** Tanques criogénicos con aislamiento térmico (perlita, vacío).

4. **Transporte:** Buques metaneros con contenedores tipo membrana (Gaztransport) o esferas (Moss).
5. **Regasificación:** Vaporización del LNG para inyección a gasoductos.

Boil-off gas (BOG)

El calor entrante causa evaporación continua del LNG (0.1-0.15% diario en buques, 0.05% en tanques terrestres). El BOG se maneja mediante:

- Recompresión y reliquefacción
- Uso como combustible en motores de buque
- Quema en flare (última opción)

El transporte intercontinental de gas natural requiere su licuación a $-162\text{ }^{\circ}\text{C}$ (cadena de frío), reduciendo su volumen 600 veces. Las tecnologías dominantes incluyen:

Proceso AP-X™ (Air Products):

- Ciclo de refrigeración mixto con propano, etileno y metano en cascada
- Eficiencia energética superior para trenes de licuefacción $>8\text{ MMTPA}$
- Utilizado en proyectos de escala masiva

Proceso Shell DMR (Dual Mixed Refrigerant):

- Usa dos ciclos de refrigerante mixto independientes (precalentamiento y subenfriamiento)
- Mayor flexibilidad para variaciones en composición del gas de alimentación
- Operación eficiente entre $3.5\text{ y }5.0\text{ MMTPA}$ por tren

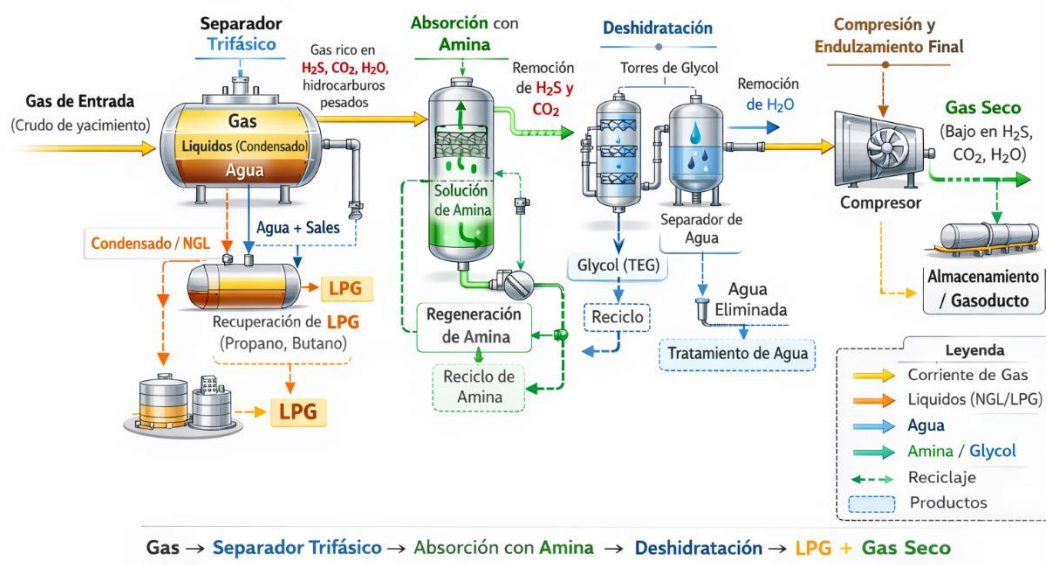
El procesamiento integral del gas sigue una secuencia lógica de operaciones unitarias para la separación de componentes valiosos y la eliminación de impurezas. Esta

cadena se inicia con la separación primaria y el transporte, seguidos por el endulzamiento para remover gases ácidos y la deshidratación para evitar la formación de hidratos. Posteriormente, se procede a la recuperación de Líquidos del Gas Natural (NGL) y la estabilización de condensados. Finalmente, el fraccionamiento de los NGL permite obtener productos específicos como etano, propano y butano, mientras que el gas residual es enviado a turbo compresión para su reinyección o venta.

Especificaciones de LPG Modernas: Los productos de gas licuado de petróleo (LPG) deben cumplir especificaciones internacionales actualizadas:

- ASTM D1835: Especificación para propano comercial
- ISO 9162: Especificación de butanos para uso doméstico
- Contenido de azufre total < 50 mg/m³ (regulaciones EURO VI aplicables por extensión a combustibles alternativos)

Figura 29 Diagrama de planta de procesamiento (descripción)



17.6 EJERCICIOS

Ejercicio 17.6.1

Enunciado: Calcular punto de rocío del gas de Camisea a 50 bar

Solución (simplificada con ecuación de Peng-Robinson en software):

$$T_{\text{rocío}} \approx 15 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Ejercicio 17.2

Un reservorio presenta:

$$A = 200 \text{ acres}$$

$$h = 40 \text{ ft}$$

$$\phi = 0.18$$

$$S_w = 0.25 B_g = 0.005 \text{ rb/scf}$$

$$\text{OGIP} = (43560 \times 200 \times 40 \times 0.18 \times 0.75) / 0.005$$

Resultado aproximado:

$$\text{OGIP} \approx 9.4 \times 10^9 \text{ scf.}$$

Ejercicios propuestos

1. Explique el significado físico del factor de compresibilidad Z .
2. Compare comportamiento de flujo entre petróleo y gas.
3. Analice ventajas del transporte mediante GNL.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente el desarrollo de un campo de gas considerando:

- estimación OGIP,
- pruebas de pozo,

- estrategia de producción,
- alternativa gasoducto vs. GNL.

CAPÍTULO 18

TRASPORTE Y TRATAMIENTO DEL GAS NATURAL

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender las especificaciones de calidad del gas natural comercial.
- Analizar las etapas industriales del procesamiento del gas.
- Identificar desafíos técnicos de la producción costa afuera.
- Evaluar criterios de diseño y operación de ductos de transporte.
- Describir sistemas de eliminación de H_2S y recuperación de azufre.

El gas natural producido en el yacimiento no puede ser transportado o comercializado directamente sin cumplir especificaciones estrictas de calidad. Estas especificaciones garantizan la seguridad operacional, la eficiencia energética y la compatibilidad con sistemas de transporte y equipos de consumo final. Entre los parámetros más importantes se encuentran el contenido máximo de agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, hidrocarburos pesados y poder calorífico del gas. El cumplimiento de estas normas constituye el punto de partida para el diseño de plantas de procesamiento y acondicionamiento del gas natural.

El origen del gas natural es el mismo que el del petróleo crudo. Más aún, el método de su recuperación es también esencialmente el mismo que el del petróleo crudo.

La presión del depósito fuerza el gas a la superficie. Para una revisión de este tema vea los Métodos de Recuperación de Petróleo. Cuando el petróleo crudo se recupera por un empuje de gas, el gas natural se puede recuperar. Esta recuperación se hace en un separador de campo, que esencialmente hace una separación rápida (o flash) de la mezcla

petróleo/gas, permitiendo que el gas salga por el tope. Si el reservorio es primariamente de gas natural, entonces debe pasar a través del separador de campo para remover los condensados.

La localidad donde se hace el procesamiento de campo se llama cabeza de pozo. Desde la cabeza de pozo, el gas natural comienza su larga jornada a ser procesado, transportado al mercado, convertido en valiosos productos petroquímicos o quemado para producir energía.

El procesamiento integral del gas natural requiere integración entre:

- ingeniería de reservorios,
- ingeniería de procesos,
- transporte energético,
- control ambiental.

La correcta especificación del gas determina la seguridad y confiabilidad de toda la cadena energética.

18.1 ESPECIFICACIONES DE CALIDAD

El gas natural debe cumplir especificaciones estrictas para ingresar a sistemas de transporte o redes de distribución.

Parámetros típicos:

- contenido máximo de H_2S ,
- límite de CO_2 ,
- punto de rocío de agua,
- contenido de hidrocarburos pesados,
- poder calorífico,

- presión y temperatura de entrega.

Parámetro	Especificación TGP	ASTM/GPA estándar	Método Razón del límite
Poder calorífico sup BTU/SCF	≥ 900 BTU	970	ASTM D3588 Consistencia en combustión
Punto de rocío de hidrocarburos °C	≤ -10	≤ -10	ASTM D1142 Prevención de condensación en línea
Punto de rocío de agua °C	≤ -10	≤ -10	ASTM D1142 Prevención de hidratos
CO₂ % mol	≤ 2	≤ 3	ASTM D1945 Reducción de corrosión, valor calórico
H₂S ppm	≤ 4	≤ 4	ASTM D2385/5504 Toxicidad, corrosión
O₂ mol%	≤ 0.1	≤ 0.1	ASTM D1945 Filtración Protección de equipos
Temperatura °C	≤ 50	≤ 49	Protección de recubrimientos

Especificaciones del Gas Natural para Sistema de Transporte Peruano (TGP, GART/Osinergmin, 2023):

Fuente: Contrato de Transporte TGP-Perú; Resolución Osinergmin N°2123-2021-OS/CD. Las especificaciones pueden actualizarse. Verificar vigencia en Osinergmin.

Objetivos principales:

- evitar corrosión,
- prevenir formación de hidratos,
- garantizar seguridad operacional.

El gas natural producido en yacimientos contiene impurezas y componentes no deseados que deben removerse antes de su comercialización o transporte.

El procesamiento del gas tiene como finalidad:

- cumplir estándares de calidad,
- proteger infraestructura,
- maximizar recuperación de hidrocarburos valiosos,
- minimizar impactos ambientales.

Las plantas modernas de gas integran separación física, tratamiento químico y acondicionamiento final del gas.

Para que el gas natural sea considerado gas a gasoducto (comercial o negociable), debe cumplir con especificaciones técnicas que garanticen la seguridad del transporte y el valor calórico para el usuario final. Se toman como referencia la norma técnica peruana NTP 111.002, que establece límites críticos: el contenido de agua no debe superar los 65 mg/Sm³, el sulfuro de hidrógeno (H₂S) debe ser menor a 3 mg/Sm³ (azufre total máximo 15 mg/Sm³) y el dióxido de carbono (CO₂) no debe exceder el 3.5 % Vol. Los gases inertes no deben exceder 6.0 % Vol. Asimismo, el poder calorífico superior (PCS) debe oscilar entre 8450 y 10300 kcal/m³ para asegurar una combustión eficiente.

Especificaciones típicas para transporte por gasoducto

Especificaciones para LNG

Las plantas de licuefacción requieren especificaciones más estrictas:

Parámetro	Límite máximo	Tecnología de remoción
H ₂ S	3.5 ppm	Amine treating
CO ₂	50 ppm	Amine treating, membranas
Agua	1 ppm	Deshidratación con TEG, molsieves
Mercurio	0.01 µg/Nm ³	Cama de azufre impregnado, carbón activado
Benceno, tolueno	1 ppm	Refrigeración, adsorción

18.2 PROCESAMIENTO

El procesamiento del gas natural incluye las siguientes etapas:

1. Separación primaria de líquidos
2. Endulzamiento (remoción de H_2S y CO_2)
3. Deshidratación
4. Recuperación de NGL
5. Compresión y medición
6. Entrega a gasoducto o licuefacción.

Tecnologías empleadas:

- separadores trifásicos,
- torres de absorción con aminas,
- glicoles deshidratantes,
- procesos criogénicos.

El procesamiento del gas natural comprende el conjunto de operaciones destinadas a remover impurezas, controlar el punto de rocío y recuperar componentes valiosos antes del transporte. Estas operaciones incluyen separación primaria de líquidos,

deshidratación, endulzamiento y recuperación de líquidos del gas natural. El objetivo es producir un gas seco y limpio que cumpla especificaciones comerciales mientras se maximiza la recuperación económica de subproductos líquidos. Entre las operaciones se encuentra la separación trifásica, la deshidratación con glicoles, la adsorción molecular y el control del punto de rocío.

El procesamiento del gas natural se refiere a la remoción de H_2O , H_2S y CO_2 que ocurre en el gas natural antes de que el gas se ponga en el ducto. Estas se remueven primariamente para prevenir la corrosión y para solucionar problemas de seguridad y ambientales relacionados con el transporte de gas natural que contiene H_2S .

Los principales componentes de una planta diseñada para tratar gas ácido son

como sigue:

- Separador trifásico - El gas entrante a la planta se pasa a través de un separador de tres fases con el objeto de separar el gas de los condensados pesados y el agua.
- Absorción - El gas del separador trifásico se alimenta a la columna de absorción donde se remueve simultáneamente el CO_2 y el H_2S por medio de un contacto con una amina como solvente.
- Regeneración - El líquido saliendo del fondo de la columna de absorción (llamado solvente "rico") debe ser regenerado por calentamiento y despojamiento en la columna regeneradora. El vapor de tope de la etapa de regeneración es rico en H_2S y CO_2 y debe ser posteriormente procesado en una Planta Claus. El solvente "pobre" saliendo por el fondo del regenerador se recicla al absorbedor.
- Planta Claus - La planta Claus remueve el H_2S oxidándolo parcialmente y luego reaccionando el H_2S remanente con el SO_2 producido. La reacción Claus está limitada por el equilibrio y así para empujar la reacción a la derecha, el producto azufre se remueve de una manera progresiva. Esto conduce a conversiones muy altas en azufre.

El esquema general de procesamiento incluye etapas secuenciales de separación, tratamiento y acondicionamiento.

Secuencia típica de procesamiento

Gas de pozo → Separación → Compresión → Endulzamiento → Deshidratación
→

Recuperación NGL → Compresión final → Gas de venta

↓

Líquidos (NGL)

Operaciones unitarias principales

1. **Separación gravitacional:** Eliminación de líquidos libres (condensado, agua) mediante separadores bifásicos o trifásicos. Diseñados con tiempo de retención 30-60 segundos para líquidos.
2. **Compresión:** Aumento de presión para superar caídas de presión en el sistema y permitir transporte. Compresores centrífugos para grandes caudales, reciprocantes para presiones elevadas.
3. **Endulzamiento (Sweetening):** Remoción de H_2S y CO_2 mediante:
 - **Procesos con aminas:** MEA, DEA, MDEA para absorción química
 - **Procesos físicos:** Selexol (DMEPEG), Rectisol (metanol) para gases con alta presión parcial de ácidos
 - **Membranas:** Separación selectiva por permeabilidad diferencial
 - **Procesos híbridos:** Combinación de membranas y aminas
4. **Deshidratación:** Remoción de agua para prevenir formación de hidratos y corrosión:
 - **Absorción con glicoles:** TEG (trietilenglicol) para alcanzar puntos de rocío de $-20^{\circ}C$ a $-40^{\circ}C$
 - **Adsorción con tamices moleculares:** Molsieves 4A para especificaciones criogénicas (< 1 ppm)
 - **Refrigeración:** Enfriamiento para condensación de agua
5. **Recuperación de líquidos (NGL):** Separación de hidrocarburos pesados mediante:
 - **Refrigeración mecánica:** Hasta $-40^{\circ}C$ con propano o amoníaco
 - **Turboexpansión:** Expansión isentrópica para enfriamiento criogénico ($-80^{\circ}C$ a $-100^{\circ}C$)

- **Absorción con aceite:** Contacto con aceite pesado que absorbe C_3+

6. **Fraccionamiento de NGL:** Separación en productos individuales mediante destilación:

- Deetanizadora: Separación C_2/C_3
- Depropanizadora: Separación C_3/C_4
- Debutanizadora: Separación C_4/C_5+

18.3 PRODUCCIÓN DE GAS NATURAL COSTA AFUERA

La producción offshore introduce desafíos adicionales:

- espacio limitado en plataformas,
- condiciones ambientales severas,
- alta presión y temperatura,
- logística compleja.

Sistemas típicos:

- plataformas fijas,
- FPSO (Floating Production Storage and Offloading),
- sistemas submarinos (subsea systems).

El procesamiento primario suele realizarse en plataforma antes del transporte a tierra.

Ventajas del desarrollo offshore:

- acceso a grandes reservas,
- integración con exportación LNG.

La producción de gas natural en ambientes costa afuera (*offshore*) introduce

desafíos adicionales asociados a condiciones marinas severas, limitaciones de espacio y requisitos estrictos de seguridad. Las plataformas offshore integran sistemas compactos de separación, compresión y tratamiento inicial del gas antes de su envío a tierra mediante gasoductos submarinos o unidades flotantes de licuefacción. El diseño de estas instalaciones requiere considerar corrosión, estabilidad estructural y confiabilidad operativa bajo condiciones ambientales extremas.

La producción costa afuera tanto de gas natural como de petróleo son importantes. En esta sección tratamos sólo la producción de gas natural costa afuera.

Las facilidades costa afuera consisten de una plataforma central que recibe el gas de plataformas satélites de otros campos. El gas colectado se deshidrata y se envía por ducto a la costa. La plataforma central consiste de una cabeza de pozo y las habitaciones.

Una vez que el gas llega a la costa, será procesado en una planta de gas similar a la descrita antes, pero si el gas es dulce, la remoción de H_2S no se requiere. La planta de gas en este caso simplemente separa el metano y etano de los C_3 + y pasa los componentes ligeros a través de una serie de lechos de tamices moleculares para remover el mercurio, trazas de H_2S y H_2O . Los hidrocarburos pesados se envían a la planta fraccionadora de líquidos y el metano y etano se envían por ducto.

Las instalaciones offshore presentan desafíos específicos de espacio, peso, mantenimiento y seguridad.

Tipos de instalaciones

Tipo	Profundidad	Capacidad típica	Características
Plataforma fija (jacket)	< 150 m	> 100 MMscfd	Pilotes anclados al fondo, vida útil 25-30 años
Plataforma de compresión	< 200 m	Variable	Procesamiento en plataforma, exportación por pipeline
FPSO (Floating Production Storage and Offloading)	200-2,000 m	50-500 MMscfd	Buque con procesamiento, almacenamiento de condensado
Spar, TLP, semi-sumergible	300-3,000 m	100-1,000 MMscfd	Estructuras flotantes ancladas, procesamiento integrado

Subsea tieback	500-3,000 m	50-200 MMscfd	Pozo submarino conectado a instalación existente
----------------	-------------	---------------	--

Consideraciones de diseño offshore

- **Modularización:** Equipos en módulos para construcción en astillero e instalación.
- **Peso:** Optimización estructural crítica para flotabilidad y estabilidad.
- **Mantenimiento:** Acceso limitado, sistemas redundantes, inspección submarina.
- **Seguridad:** Sistemas de detección y mitigación de fugas, evacuación de personal.
- **Integridad:** Protección contra corrosión marina, fatiga por oleaje.

Procesamiento offshore típico

El esquema simplificado para gas offshore incluye:

1. Separación de líquidos en plataforma (HP, MP, LP separadores)
2. Compresión de gas para exportación o reinyección
3. Tratamiento básico (coalescencia, filtración)
4. Monitoreo de calidad en línea
5. Exportación por pipeline o licuefacción offshore (FLNG)

18.4 Ducto de transporte

El transporte por gasoducto constituye el método más económico para grandes volúmenes.

Elementos principales:

- estaciones compresoras,
- válvulas de aislamiento,
- sistemas de medición,

- protección catódica.

Aspectos de diseño:

- presión operativa,
- diámetro del ducto,
- pérdida de carga,
- control térmico.

Problemas operativos frecuentes:

- formación de hidratos,
- corrosión,
- arrastre de líquidos.

El diseño adecuado garantiza flujo continuo y seguro.

El transporte del gas natural desde los centros de producción hasta los mercados consumidores se realiza principalmente mediante sistemas de gasoductos de alta presión. El diseño hidráulico del ducto debe garantizar flujo continuo, minimizar pérdidas por fricción y evitar fenómenos operativos como formación de hidratos o condensación interna. Estaciones de compresión distribuidas a lo largo del sistema mantienen la presión requerida para asegurar el suministro eficiente a largas distancias.

En estos diseños se consideran las ecuaciones de flujo de tuberías, la caída de presión, la compresión intermedia y el mantenimiento y paso de limpiadores o pigging.

El transporte del gas natural se hace por tuberías de tamaños variables (por ejemplo, 30" y 24"). El gas natural entra al ducto de la planta de gas a una presión de cerca de 100 atm. Pueden usarse o no compresores, de acuerdo a la caída de presión.

Ecuaciones de diseño de gasoductos (Menon, 2005; Mohitpour et al., 2007):

1. Ecuación de Weymouth (tubería de alta presión, turbulento):

$$Q = 433.49 \cdot E \cdot (T_b/P_b) \cdot (D^{2.667}/S_g^{0.5}) \cdot \sqrt{[(P_1^2 - P_2^2)/(T \cdot Z \cdot L)]}$$

[Q en MMSCFD, D en pulgadas, L en millas, P en psia, T en °R]

2. Ecuación de Panhandle-B (compresores centrífugos):

$$Q = 737 \cdot E \cdot (T_b/P_b)^{1.02} \cdot (D^{2.53}/S_g^{0.961}) \cdot [(P_1^2 - P_2^2)/(T \cdot Z \cdot L)]^{0.51}$$

3. Eficiencia de transmisión E:

E = 1.0 (tubería nueva limpia) → 0.85–0.92 (operación industrial)

4. Potencia de compresión (isentrópica):

$$Hp = (F \cdot T \cdot Z \cdot R_s / (\eta \cdot \eta_m)) \cdot [(P_2/P_1)^{((k-1)/k)} - 1]$$

η = eficiencia isentrópica compresor ≈ 0.75–0.85

Caída de presión por fricción (Darcy-Weisbach): $\Delta P = f \cdot L \cdot \rho \cdot v^2 / (2D)$

18.5 PLANTAS DE ABSORCIÓN DE H₂S Y PLANTAS DE AZUFRE

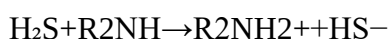
El tratamiento de gases ácidos y la conversión de H₂S en azufre elemental son operaciones críticas para cumplimiento ambiental y seguridad.

Procesos de endulzamiento con aminas

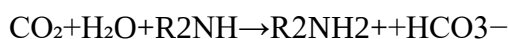
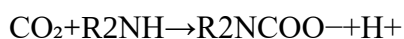
El proceso más común utiliza alcanolaminas en contacto contracorriente:

Reacciones químicas

Con H₂S (reacción instantánea, irreversible):



Con CO₂ (reacción lenta, reversible):



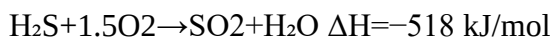
Tipos de aminas

Amina	Concentración típica	Capacidad H ₂ S	Selectividad H ₂ S/CO ₂	Aplicación principal
MEA	15-20%	Alta	Baja	Gas con bajo CO ₂ /H ₂ S
DEA	25-35%	Media	Media	Uso general
MDEA	35-50%	Alta	Alta	Gas rico en CO ₂
DGA	50-60%	Media	Baja	Climas fríos

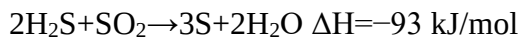
Proceso Claus: Producción de azufre

El H₂S rico de la regeneración de aminas se convierte en azufre elemental mediante oxidación parcial:

Horno de reacción Claus (1/3 del H₂S quemado):



Reactores catalíticos Claus (2/3 restante reacciona con SO₂):



Balance estequiométrico: Relación H₂S/SO₂ = 2:1 para conversión máxima.

Eficiencia del proceso Claus

Número de etapas catalíticas	Temperatura de operación	Conversión total de azufre
2 etapas	200-350°C	93-95%
3 etapas	180-320°C	95-97%
4 etapas (superClaus)	120-300°C	99%+

Tratamiento de colas (Tail gas treatment)

Para alcanzar recuperaciones > 99.8% de azufre (requisitos ambientales modernos):

1. **Proceso SCOT (Shell Claus Off-gas Treating):** Reducción de SO₂ a H₂S,

absorción con amina, reciclo.

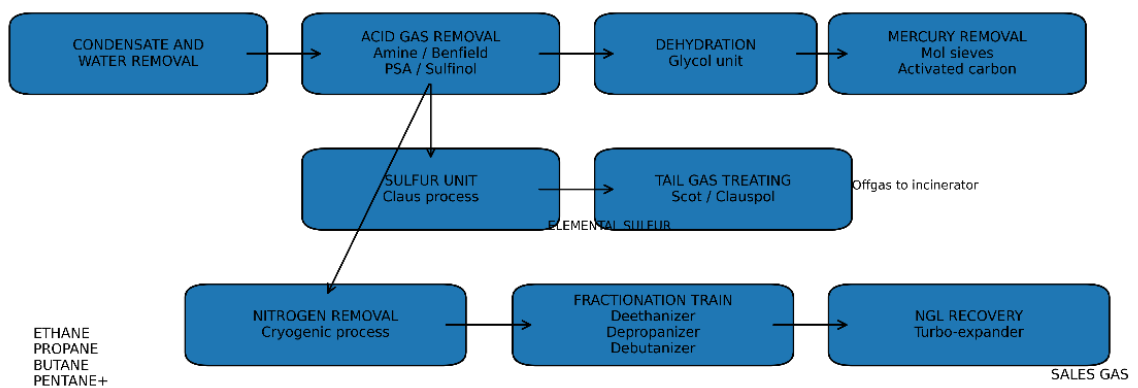
2. **Proceso Beavon:** Oxidación catalítica de H_2S residual.
3. **Proceso Wellman-Lord:** Absorción de SO_2 con sulfito de sodio.

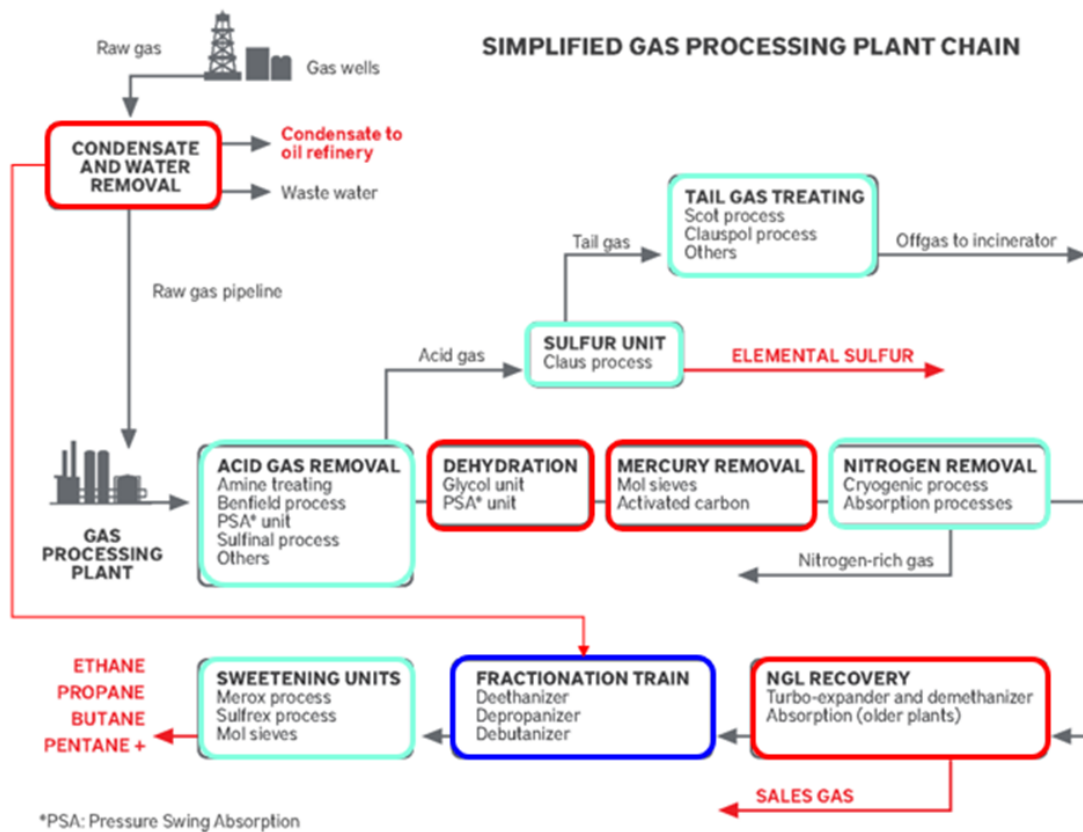
Propiedades del azufre elemental

Propiedad	Valor
Forma alotrópica estable	S_8 (ortorrómbico)
Punto de fusión	112-119°C
Color	Amarillo brillante
Pureza comercial	99.5-99.9%
Uso principal	Ácido sulfúrico (fertilizantes)

Figura 30 Esquema típico de tratamiento de gas natural.

SIMPLIFIED GAS PROCESSING PLANT CHAIN





Nota. Se aprecia el proceso típico del gas natural desde la salida del pozo hasta la obtención del gas de venta y subproductos. El diagrama muestra una configuración típica de una planta de procesamiento de gas natural que incluye separación primaria de condensados y agua, endulzamiento mediante aminas para la remoción de gases ácidos (H_2S y CO_2), deshidratación con glicol, remoción de contaminantes traza, recuperación de líquidos del gas natural (NGL) y fraccionamiento para la obtención de etano, propano, butano y gas de venta. Fuente: Adaptado de Kohl y Nielsen (1997); Mokhatab, Poe y Speight (2015); GPSA Engineering Data Book (2018); Kidnay, Parrish y McCartney (2019).

18.6 EJERCICIOS

Ejercicio 18.6.1

Un gas natural tiene la siguiente composición: 88% C_1 , 5% C_2 , 3% C_3 , 2% C_4+ , 1.5% CO_2 , 0.5% N_2 . Calcule el poder calorífico superior (PCS) y el índice de Wobbe.

Solución:

Poder calorífico de componentes (BTU/SCF):

- C₁: 1,010
- C₂: 1,769
- C₃: 2,516
- C₄: 3,262
- CO₂: 0 (inerte)
- N₂: 0 (inerte)

$$PCS = 0.88 \times 1010 + 0.05 \times 1769 + 0.03 \times 2516 + 0.02 \times 3262$$

$$PCS = 888.8 + 88.45 + 75.48 + 65.24 = 1,118 \text{ BTU/SCF}$$

Gravedad específica:

$$\gamma_g = \sum y_i M_i / 28.97 = (0.88 \times 16 + 0.05 \times 30 + 0.03 \times 44 + 0.02 \times 58 + 0.015 \times 44 + 0.005 \times 28) / 28.97$$

$$\gamma_g = (14.08 + 1.5 + 1.32 + 1.16 + 0.66 + 0.14) / 28.97 = 18.86 / 28.97 = 0.651$$

$$\text{Índice de Wobbe: } W = PCS / \sqrt{\gamma_g} = 1118 / \sqrt{0.651} = 1118 / 0.807 = 1,386 \text{ BTU/SCF}$$

Ejercicio 18.6.2

Un ducto de 36 pulgadas de diámetro externo (0.375 pulgadas de espesor de pared) transporta gas 200 km. La presión de entrada es 70 bar, temperatura 40°C, gravedad específica del gas 0.65. Estime el caudal máximo usando la ecuación de Weymouth. ¿Cuántas estaciones de compresión se requieren si cada compresor tiene relación de compresión máxima de 1.5?

Ejercicio 18.6.3

Una planta de aminas MDEA al 40% procesa 50 MMscfd de gas con 4% CO₂ y 2% H₂S. La carga objetivo es 0.4 mol H₂S/mol MDEA. Calcule el flujo de solución de

amina requerido (gpm) y el calor de regeneración si el calor de reacción es 600 BTU/lb H₂S removido.

Ejercicio 18.6.4

Diseñe un sistema Claus de dos etapas para tratar 10 toneladas/día de H₂S. Calcule: (a) aire requerido para el horno (asumiendo 1/3 de H₂S quemado), (b) producción de azufre, (c) temperatura de salida del horno si la entrada está a 25°C.

Problema de diseño 18.1

Diseñe una planta de procesamiento de gas natural offshore para producir 200 MMscfd de gas de exportación y 10,000 bpd de condensado. El gas de entrada contiene 5% CO₂, 50 ppm H₂S, está saturado de agua a 50°C y 50 bara. Especifique el esquema de procesamiento, equipos principales, consumos de energía y especificaciones de productos.

CAPÍTULO 19

REFORMACIÓN AL VAPOR DE METANO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

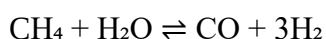
- Comprender el funcionamiento del reformado con vapor de metano (SMR).
- Analizar la producción industrial de gas de síntesis.
- Evaluar rutas modernas de producción de hidrógeno.
- Diferenciar tecnologías Blue Hydrogen y Green Hydrogen.
- Reconocer procesos alternativos de generación de hidrógeno y syngas.

La reformación al vapor de metano (Steam Methane Reforming, SMR) constituye actualmente el método dominante para la producción industrial de hidrógeno y gas de síntesis.

Más del 70 % del hidrógeno mundial se produce mediante este proceso debido a:

- alta eficiencia energética,
- madurez tecnológica,
- disponibilidad global de gas natural.

Reacción principal:



La reacción es altamente endotérmica y requiere suministro continuo de calor.

Condiciones típicas:

- temperatura: 800–950 °C
- presión: 20–30 bar
- catalizador: Ni/Al₂O₃.

La producción de hidrógeno se ha convertido en un elemento central de:

- refinерías modernas,
- combustibles sintéticos,
- almacenamiento energético,
- descarbonización industrial.

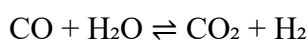
Las refinерías evolucionan hacia centros integrados de producción de hidrógeno y captura de carbono.

19.1 REFORMADOR DE VAPOR DE METANO Y LA PLANTA DE HIDRÓGENO

Una planta típica de hidrógeno incluye:

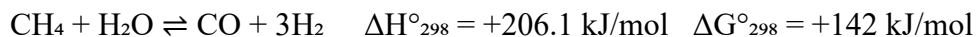
1. Desulfurización del gas natural
2. Reformador primario (SMR)
3. Reformador secundario (con aire u oxígeno)
4. Reactor Water-Gas Shift
5. Eliminación de CO₂
6. Purificación por PSA (Pressure Swing Adsorption).

Reacción shift:



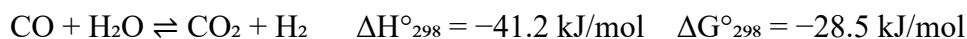
Reacciones SMR con datos termodinámicos (NIST, 298 K → ajustado a 800°C):

1. Reformación principal (endotérmica):



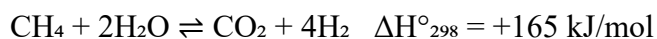
→ Equilibrio favorecido a T alta, P baja

2. Water-Gas Shift (exotérmica):



→ Equilibrio favorecido a T baja

3. Reformación global (combinación):



Condiciones industriales SMR (ICI, Haldor Topsoe):

T salida tubos: 850–900 °C

P operación: 15–30 bar

Relación vapor/carbono (S/C): 2.5–4.0 mol/mol

Catalizador: Ni/Al₂O₃-MgO (10–15% Ni)

Conversión CH₄: 70–85%

Composición H₂ seco (salida reformadora): 72–75 mol%

El sistema maximiza producción de hidrógeno mientras reduce monóxido de carbono residual.

El hidrógeno se ha convertido en un insumo importante dentro de la industria energética moderna, particularmente en refinerías donde se emplea en procesos de hidrotratamiento e hidrocrackeo para la producción de combustibles limpios. El método industrial predominante para su producción es el reformado de vapor de metano (Steam Methane Reforming, SMR), proceso mediante el cual el gas natural reacciona con vapor

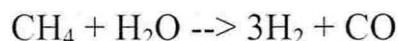
de agua a alta temperatura en presencia de catalizadores metálicos, generando una mezcla rica en hidrógeno conocida como gas de síntesis.

Las plantas de hidrógeno integran unidades de reformado, reacción de desplazamiento agua-gas, separación y purificación, formando sistemas altamente optimizados desde el punto de vista energético.

Como se ha mencionado, las refinerías necesitan hidrógeno. Dependiendo de las operaciones de refinería, puede ser necesario tener una planta de hidrógeno. En esta planta, el hidrógeno se produce por reformación de una alimentación de hidrocarburos con vapor. La mejor alimentación para esto es el metano, aunque si el metano no está disponible, se pueden usar hidrocarburos más pesados como nafta.

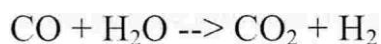
La planta de reformación al vapor de metano consiste de las siguientes etapas:

- Reformador - El reformador es básicamente un gran horno que contiene tubos llenos con catalizador de níquel. La alimentación es una mezcla de vapor y metano y la reacción en el reformador se lleva a cabo entre 650 a 1000 °C y 600 psi. La reacción de reformación primaria es:



Sin embargo, algo de CO₂ también se forma en el reformador. Los rendimientos típicos en el efluente del reformador son 75% H₂, 15% CO y 10% CO₂.

- Convertidor de Cambio - El convertidor de cambio se diseña para producir más hidrógeno reaccionando CO del reformador con más vapor, de acuerdo a la siguiente reacción:



Esta es una reacción clásica que a menudo se conoce como "cambio del gas de agua". Se lleva a cabo a 425 °C sobre un catalizador de óxido de hierro.

Frecuentemente, el convertidor de cambio consiste de una sección de alta temperatura y otra de baja temperatura. La sección de baja temperatura convierte el CO remanente a CO₂ tomando como ventaja el equilibrio favorable para esta reacción exotérmica.

- Contactor de Amina. El CO₂ se remueve del efluente del convertidor de cambio burbujeando en un contactor de amina como el descrito en la sección de Procesamiento de Gas Natural. El producto del burbujeador contiene trazas de CO y CO₂ en una corriente concentrada de hidrógeno.
- Metanador - Aún trazas de CO y CO₂ en el producto hidrógeno pueden envenenar el catalizador en los procesos corriente abajo o formarse en corrientes de reciclo. Por lo tanto, el CO y CO₂ deben ser convertidos a CH₄ en el metanador de acuerdo a:



La corriente efluente del metanador es cerca del 98% H₂ y 2% CH₄ y está lista a ser usada en los procesos donde se requiera hidrógeno.

19.2 GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis (syngas) es una mezcla de:

- hidrógeno (H₂),
- monóxido de carbono (CO),
- dióxido de carbono (CO₂).

Relación H₂/CO depende del proceso utilizado.

Aplicaciones principales:

- producción de amoníaco,
- metanol,
- combustibles sintéticos,
- Fischer–Tropsch,
- refinación (hidrotratamiento e hidrocrqueo).

Controlar la relación H_2/CO resulta fundamental para cada aplicación industrial.

El gas de síntesis o *syngas* es una mezcla gaseosa compuesta principalmente por hidrógeno y monóxido de carbono obtenida mediante procesos de reformado térmico o catalítico. Constituye una plataforma intermedia fundamental para la producción de hidrógeno, amoníaco, metanol y combustibles sintéticos. Su composición depende del proceso de generación empleado, las condiciones operativas y la relación vapor/carbono utilizado durante el reformado.

Las reacciones principales incluyen:

- reformado con vapor,
- reacción water–gas shift,
- oxidación parcial.

El control de estas reacciones permite ajustar la relación H_2/CO requerida para diferentes aplicaciones industriales.

La mezcla de CO y H_2 (que se obtiene con el indeseado CO_2) producidos en el reformador como gas de síntesis. El gas de síntesis es usado en muchos procesos industriales clásicos incluyendo la síntesis de amoníaco con el proceso Haber, la síntesis de metanol y el proceso oxo para la producción de alcoholes.

19.3 RUTAS DE PRODUCCIÓN DE HIDRÓGENO: BLUE VS. GREEN HYDROGEN

La transición energética ha impulsado nuevas clasificaciones del hidrógeno.

Hidrógeno Gris

Producción convencional mediante SMR sin captura de CO_2 .

Blue Hydrogen

Producción basada en SMR o ATR combinada con captura y almacenamiento de carbono (CCS).

Características:

- reducción significativa de emisiones,
- aprovechamiento de infraestructura existente,
- transición tecnológica hacia sistemas bajos en carbono.

Definición y criterios de clasificación de hidrógeno (IEA, 2021; CertifHy, 2023):

Color	Fuente	Intensidad CO ₂	Umbral 'bajo carbono'
Gris	SMR sin CCS	10–12 kg CO ₂ /kg H ₂	— (referencia)
Azul	SMR + CCS	1.5–4 kg CO ₂ /kg H ₂	< 4 kg CO ₂ /kg H ₂ (CertifHy)
Verde	Electrólisis+RE	0.5–2 kg CO ₂ /kg H ₂	< 1 kg CO ₂ /kg H ₂
Turquesa	Pirolisis CH ₄	0–3 kg CO ₂ /kg H ₂	C sólido, no CO ₂

Para H₂ azul:

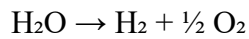
- Captura requerida: >85–90% del CO₂ generado
- Emisiones totales (wellhead-to-gate): < 4 kg CO₂/kg H₂
- Fugas de metano (límite): < 0.5% del throughput
- Costo estimado 2024: 2–4 USD/kg H₂

Ref.: IEA (2021). Net Zero by 2050. IRENA (2022). Green Hydrogen Cost Reduction.

Green Hydrogen

Producción mediante electrólisis del agua utilizando energía renovable.

Reacción:



Ventajas:

- emisiones casi nulas,
- integración con energías solar y eólica,
- base de la economía del hidrógeno.

Desafíos:

- costo energético,
- almacenamiento,
- infraestructura.

La creciente demanda mundial de reducción de emisiones de carbono ha impulsado la clasificación del hidrógeno según su método de producción y huella ambiental. El hidrógeno azul se produce principalmente mediante reformado de gas natural acompañado de tecnologías de captura y almacenamiento de carbono (CCS), reduciendo significativamente las emisiones asociadas al proceso. Por otro lado, el hidrógeno verde se obtiene mediante electrólisis del agua utilizando electricidad proveniente de fuentes renovables, eliminando prácticamente las emisiones directas de CO_2 .

La comparación entre ambas rutas involucra aspectos tecnológicos, económicos y energéticos que determinarán el rol del hidrógeno en la transición hacia sistemas energéticos sostenibles.

La clasificación moderna del hidrógeno según su huella de carbono:

Grey Hydrogen (Hidrógeno Gris):

Producción por SMR convencional sin captura de CO_2

Emisiones: ~9-12 kg CO_2 /kg H_2 producido

Blue Hydrogen (Hidrógeno Azul):

SMR con Captura y Almacenamiento de Carbono (CCS)

Captura del 90-95% del CO₂ generado en el reformador y convertidor de cambio

Emisiones reducidas a ~1-2 kg CO₂/kg H₂

Tecnología transición dominante hasta 2035

Green Hydrogen (Hidrógeno Verde):

Producción por electrólisis del agua (PEM o alcalina) usando electricidad renovable

Cero emisiones directas (depende del mix eléctrico)

Costo actual 3-5x superior al SMR, pero proyectado en descenso

Tabla 33 Comparación de Rutas de Hidrógeno

Tipo	Proceso	Emisiones (kg CO ₂ /kg H ₂)	Estado Tecnológico
Grey	SMR estándar	9-12	Comercial
Blue	SMR + CCS	1-2	Demo/Comercial
Green	Electrólisis + Renovable	0-1 (indirectas)	Demo/Escala

Nota. Elaboración propia con base en literatura internacional sobre producción de hidrógeno y emisiones asociadas, incluyendo reportes de la IEA, IRENA y el U.S. Department of Energy (DOE).

19.4 RUTAS ALTERNAS AL GAS DE SÍNTESIS

Además del SMR, existen rutas emergentes:

Reformado Autotérmico (ATR)

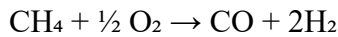
Combina oxidación parcial y reformado con vapor.

Ventajas:

- mayor eficiencia térmica,

- mejor integración con captura de CO₂.

Oxidación Parcial (POX)



Adecuado para alimentaciones pesadas.

Gasificación

Conversión de:

- carbón,
- biomasa,
- residuos.

Produce syngas adaptable a múltiples procesos.

Electrólisis de Alta Temperatura

Uso de óxidos sólidos (SOEC) para incrementar eficiencia energética.

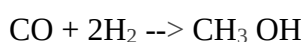
Representa una tecnología clave futura.

Además del reformado convencional, existen tecnologías alternativas para la producción de hidrógeno y gas de síntesis orientadas a diversificar materias primas y reducir impactos ambientales. Entre ellas se incluyen la gasificación de biomasa, reformado autotérmico, oxidación parcial de hidrocarburos y procesos emergentes basados en energías renovables. Estas rutas permiten integrar recursos no convencionales y residuos industriales dentro de esquemas modernos de producción energética y economía circular.

El SMR es el proceso dominante para la obtención del gas de síntesis. Sin embargo, requiere mucha energía intensiva. Como resultado, los investigadores han dividido rutas alternativas al gas de síntesis. Dos de las más interesantes son la oxidación catalítica parcial y la reformación del CO₂.



Estas reacciones son ambas exotérmicas, lo que significa que el requerimiento de energía para la producción del gas de síntesis es reducido. También, estas reacciones dan relaciones diferentes teóricas de CO a H_2 . Esto puede ser importante dependiendo de la aplicación para el gas de síntesis corriente abajo. Por ejemplo, el metanol se produce de gas de síntesis de acuerdo a:



Esto requiere una relación de 2 a 1 que se produce por oxidación parcial.

El SMR produce hidrógeno a gran escala:



Seguida de conversión de CO :

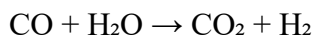
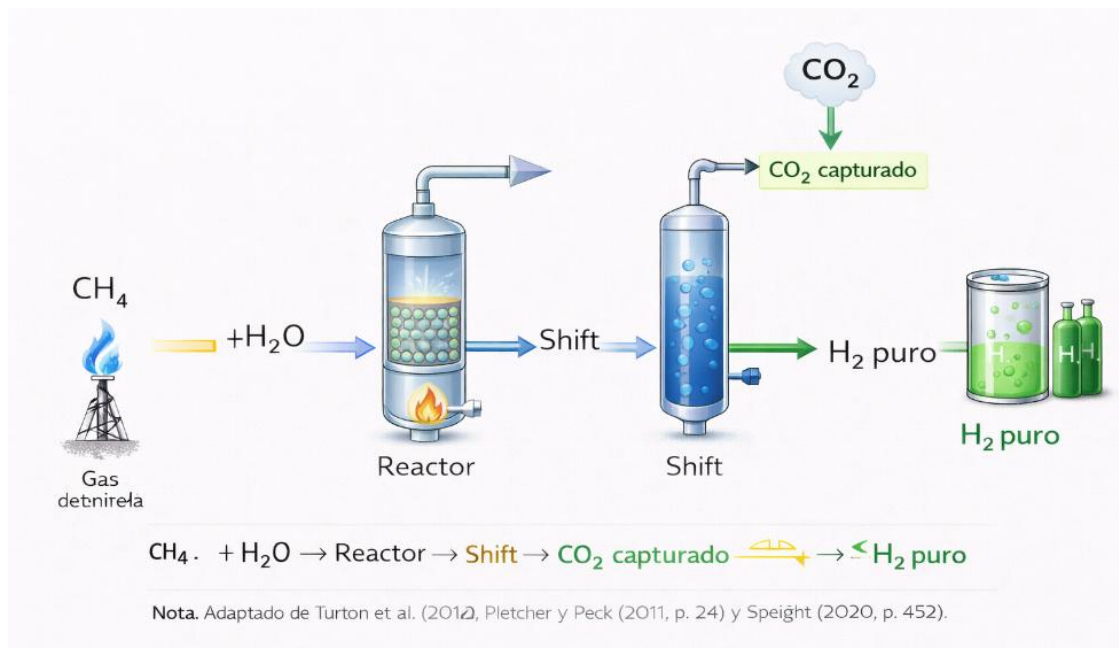


Tabla 34 Balance de masa típico (por kmol CH_4)

Entrada	kmol	Salida	kmol
CH_4	1	H_2	3.5
H_2O	2.5	CO_2	1
		CO	0.1

Nota. Elaboración propia con base en balances estequiométricos y datos típicos del proceso de reformado con vapor de metano (SMR), reportados en literatura de ingeniería química como Perry's Chemical Engineers' Handbook y Fogler, así como en documentación técnica del U.S. Department of Energy (DOE).

Figura 31 Diagrama SMR con captura de CO₂ (descripción)



19.5 EJERCICIOS

Ejercicio 19.5.1

Enunciado: Calcular H₂ producido por 1 t/h de CH₄

Solución:

$$\text{Moles CH}_4 = 1,000,000 \text{ g} / 16 \text{ g/mol} = 62,500 \text{ mol/h}$$

$$\text{H}_2 = 62,500 \times 3.5 = 218,750 \text{ mol/h} = 437.5 \text{ kg/h}$$

Ejercicio 19.5.2

Calcular el costo de evitar CO₂ al substituir Grey Hydrogen (10 kg CO₂/kg H₂) por Blue Hydrogen (1.5 kg CO₂/kg H₂) en una planta que produce 50,000 kg H₂/día. Datos: Costo Grey = 1.5 USD/kg H₂, Costo Blue = 2.2 USD/kg H₂.

Solución: CO₂ evitado por kg H₂ = 10 - 1.5 = 8.5 kg/kg H₂ Costo adicional por kg H₂ = 2.2 - 1.5 = 0.7 USD/kg H₂ Costo de evitar = 0.7 USD / 8.5 kg CO₂ = 0.082 USD/kg CO₂ = 82 USD/ton CO₂

Ejercicio 19.5.3

Producción de Hidrógeno Blue

Una planta SMR (Steam Methane Reforming) produce hidrógeno con captura de CO₂ (CCS) para obtener "Blue Hydrogen" con las siguientes especificaciones:

Producción objetivo: 50,000 Nm³/h de H₂ puro (99.9%)

Alimentación: Gas natural (94% CH₄, 4% C₂H₆, 2% N₂)

Captura de CO₂: 90% del carbono total

Rendimiento del proceso: 78% (base CH₄)

Determine: a) Consumo de gas natural (millones de BTU/h, poder calórico 1,000 BTU/pie³ estándar) b) Producción de CO₂ capturado (t/h) c) Consumo específico de energía (GJ/t H₂)

Solución:

a) Reacciones: $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + 3\text{H}_2$ $\text{CO} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2$

Moles H₂ requeridos: $50,000 \text{ Nm}^3/\text{h} / 22.4 \text{ Nm}^3/\text{kmol} = 2,232 \text{ kmol/h}$

Considerando 78% de rendimiento y distribución de productos: Moles CH₄ necesarios $\approx 850 \text{ kmol/h}$ ajustando por composición (incluyendo C₂H₆ que da más H₂): Gas natural total $\approx 900 \text{ kmol/h} = 20,160 \text{ Nm}^3/\text{h} \approx 712,000 \text{ pie}^3/\text{h}$

Energía: $712 \times 1,000 = 712 \text{ millones BTU/h}$

b) Balance de carbono: Carbono entrada: $850 \text{ kmol (CH}_4) + 36 \text{ kmol (2C}_2\text{H}_6) = 886 \text{ kmol C}$ En CO₂: 886 kmol (asumiendo conversión completa a CO₂ después de shift) 90% capturado: $797 \text{ kmol CO}_2/\text{h} = 35 \text{ t/h de CO}_2 \text{ capturado}$

c) Consumo energético: $712 \times 10^6 \text{ BTU/h} = 751 \text{ GJ/h}$ Producción H₂: $50,000 \times 0.089 \text{ kg/Nm}^3 / 1000 = 4.45 \text{ t/h}$ Consumo específico: 169 GJ/t H_2 (Típico SMR con CCS: 160-180 GJ/t)

Ejercicio 19.5.4

Un reformador produce 10 kmol/h de CO en la etapa SMR.

Después del reactor shift, el 90 % del CO se convierte.

CO restante = $10 \times (1 - 0.90) = 1$ kmol/h.

Resultado:

Se maximiza producción de hidrógeno y se minimiza CO residual.

Ejercicios propuestos

1. Explique por qué el SMR requiere altas temperaturas.
2. Compare Blue Hydrogen y Green Hydrogen desde perspectiva energética.
3. Analice ventajas del ATR frente al SMR convencional.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente una planta de hidrógeno para refinería considerando:

- demanda de hidrógeno,
- integración energética,
- captura de CO₂,
- transición hacia hidrógeno bajo carbono.

CAPÍTULO 20

FUNDAMENTOS Y PROCESOS DE LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender la estructura global de la industria petroquímica.
- Clasificar productos petroquímicos y sus materias primas.
- Analizar rutas de conversión desde hidrocarburos hasta materiales avanzados.
- Interpretar la integración refinería–petroquímica moderna.
- Evaluar tendencias tecnológicas, sostenibilidad y oportunidades regionales.

20.1. INTRODUCCIÓN Y DEFINICIONES

La petroquímica constituye la transformación de hidrocarburos provenientes del petróleo y gas natural en productos químicos de alto valor agregado utilizados en:

- plásticos,
- fibras sintéticas,
- solventes,
- fertilizantes,
- materiales avanzados.

La integración refinería-petroquímica representa una estrategia clave para maximizar el valor de los hidrocarburos, transformando corrientes de bajo valor en productos químicos de alto valor agregado.

Actualmente, la petroquímica representa el sector de mayor crecimiento dentro de la industria de hidrocarburos debido a la electrificación del transporte y la creciente demanda de materiales.

La industria petroquímica transforma hidrocarburos provenientes del petróleo y del gas natural en productos químicos fundamentales para la sociedad. A través de procesos catalíticos y térmicos especializados, corrientes simples como etano, propano o nafta se convierten en olefinas, aromáticos y otros intermediarios químicos utilizados en la fabricación de plásticos, fibras sintéticas, solventes, fertilizantes y materiales avanzados. La petroquímica representa el vínculo entre la industria energética y la manufactura química global.

La industria petroquímica comprende la fabricación de productos químicos a partir de hidrocarburos derivados del petróleo y el gas natural. Aunque se estima que solo el 5% del petróleo y gas consumido anualmente se destina a este sector, su impacto es fundamental en la producción de alimentos (fertilizantes), vestimenta (fibras sintéticas), vivienda y salud.

A diferencia de la refinación, que produce mezclas multicomponentes (combustibles), la petroquímica se enfoca en la transformación de compuestos puros o simples mediante reacciones químicas bien establecidas.

20.2. CLASIFICACIÓN DE LOS PETROQUÍMICOS

Los petroquímicos se clasifican en tres grandes familias:

Petroquímicos básicos

- etileno,
- propileno,
- butadieno,
- benceno,
- tolueno,

- xileno.

Intermedios petroquímicos

- etilenglicol,
- estireno,
- acrilonitrilo,
- fenol.

Productos finales

- polímeros,
- resinas,
- fibras,
- elastómeros.

Los productos petroquímicos se clasifican generalmente en tres grandes grupos: petroquímicos básicos, intermedios y finales. Los petroquímicos básicos incluyen olefinas ligeras (etileno, propileno, butadieno) y aromáticos (benceno, tolueno y xilenos), que constituyen las plataformas moleculares iniciales. A partir de ellos se obtienen compuestos intermedios que posteriormente se transforman en productos finales de alto valor agregado utilizados en múltiples sectores industriales.

Los productos petroquímicos se clasifican según su complejidad y etapa de procesamiento:

- **Petroquímicos de Primera Generación (Básicos):** Son los bloques de construcción primarios obtenidos directamente de las materias primas. Incluyen:
 - **Olefinas:** Etileno, propileno y butadieno.
 - **Aromáticos:** Benceno, tolueno y xilenos (BTX).

- **Gas de Síntesis:** Mezcla de monóxido de carbono e hidrógeno.
- **Petroquímicos de Segunda Generación (Intermedios):** Derivados de los básicos, como el metanol, óxido de etileno, cloruro de vinilo y cumeno.
- **Productos Finales (Tercera Generación):** Materiales listos para el consumo o la industria de transformación, como plásticos (polietileno, PVC), fibras sintéticas (poliéster, nylon), elastómeros y detergentes.

20.3. MATERIAS PRIMAS Y SUS RUTAS DE PROCESAMIENTO

Principales materias primas:

- etano,
- propano,
- nafta,
- gasóleo ligero,
- metano.

Rutas industriales:

- Gas natural → Steam cracking → Olefinas
- Nafta → Aromáticos → Polímeros
- Metano → Syngas → Metanol → Químicos.

La selección depende de disponibilidad regional y economía del feedstock.

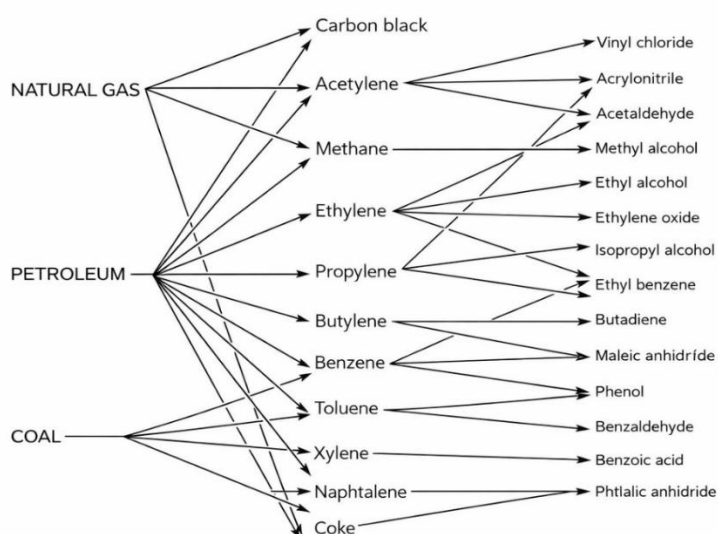
Las materias primas petroquímicas pueden provenir tanto del gas natural como de corrientes líquidas de refinería. Entre las más importantes se encuentran etano, GLP, nafta ligera y gasóleo. Dependiendo del tipo de alimentación, se emplean distintas rutas tecnológicas como craqueo térmico con vapor (*steam cracking*), reformado catalítico o procesos de deshidrogenación. La selección de la materia prima determina la distribución de productos y la competitividad económica del complejo petroquímico.

La elección de la materia prima depende de la disponibilidad local, el costo y el producto final deseado.

Materia Prima	Principales Derivados	Aplicaciones Típicas
Metano (Gas Natural)	Amoníaco, Metanol, Negro de humo	Fertilizantes, resinas, adhesivos
Etano / Etileno	Polietileno (LDPE/HDPE), Etanol, Etilenglicol	Envases plásticos, anticongelantes, textiles
Propano / Propileno	Polipropileno, Isopropanol, Acrilonitrilo	Autopartes, fibras sintéticas, solventes
C4 (Butanos/Butenos)	Butadieno, MTBE	Caucho sintético, aditivos para gasolina
Aromáticos (BTX)	Estireno, Caprolactama, Ácido tereftálico	Poliestireno, Nylon 6, resinas PET

Para entender la derivación de la industria petroquímica, es necesario analizar su distribución desde la base de recursos fósiles. La integración de los procesos de refinación de petróleo, el procesamiento de gas natural e incluso la carboquímica, permiten la obtención de los denominados compuestos básicos de partida de los derivados petroquímicos. Estos compuestos básicos son: metano, etileno, propileno, butadieno y los aromáticos BTX y son el punto de partida para miles de derivados sintéticos. En la Figura 20.1 se presenta este ecosistema de transformación y la jerarquía de producción desde la materia prima hasta los productos finales de consumo.

Figura 32 Clasificación y origen de los petroquímicos básicos a partir de fuentes fósiles.



Nota. Se ilustra la interconexión entre el gas natural, el petróleo y el carbón como

fuentes primarias. La gráfica destaca los siete petroquímicos básicos (olefinas ligeras y aromáticos BTX) que sirven como cimientos para las cadenas de valor subsiguientes.

Referencia: <https://es.scribd.com/document/370092508/Lecture-Notes-on-Petrchemicals-From-Refining-and-Cracked-Petroleum-Residues>

20.4. TOPOLOGÍA DE LOS PROCESOS PETROQUÍMICOS

La industria petroquímica funciona como una red interconectada de procesos.

Características:

- múltiples rutas de conversión,
- integración energética,
- reciclaje de corrientes,
- optimización de coproductos.

El concepto de topología petroquímica permite visualizar la industria como un sistema altamente integrado.

La topología petroquímica describe la organización estructural de los procesos industriales desde materias primas hasta productos finales. Los complejos petroquímicos operan como redes altamente integradas donde corrientes intermedias se redistribuyen entre diferentes unidades para maximizar el aprovechamiento del carbono y la eficiencia energética. Este enfoque sistémico permite optimizar la producción simultánea de múltiples productos químicos.

El diseño de una planta petroquímica se basa en tres pilares fundamentales:

1. **Reactores:** Son el corazón del proceso donde ocurre la transformación química. La selectividad es crítica para maximizar el rendimiento del producto deseado.
2. **Separación y Purificación:** Predomina la destilación fraccionada para separar productos de reactivos no convertidos. Otros métodos incluyen absorción, separación de fases y cristalización.

3. **Integración Energética:** Dado que muchas reacciones son altamente exotérmicas (como la sulfonación) o requieren temperaturas criogénicas (separación de olefinas), la recuperación de calor es vital para la viabilidad económica.

20.5. PROCESOS CLAVE DE PRODUCCIÓN

Entre los procesos fundamentales de la industria petroquímica destacan:

- Craqueo con vapor para producción de olefinas,
- Reformado catalítico para aromáticos,
- Deshidrogenación de propano (PDH),
- Síntesis de amoníaco y metanol,
- Polimerización de olefinas.

Estos procesos combinan cinética química avanzada, diseño de reactores y control térmico riguroso para alcanzar elevadas conversiones y selectividades.

- **Craqueo con Vapor (Steam Cracking):** Es el proceso principal para producir olefinas ligeras (etileno y propileno) a partir de etano o nafta.
- **Reformación de Metano con Vapor:** Método estándar para producir hidrógeno y gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$), esenciales para la producción de amoníaco y metanol.
- **Polimerización:** Proceso mediante el cual los monómeros (como el etileno) se unen para formar largas cadenas de polímeros bajo condiciones controladas de presión y temperatura.

20.6. TENDENCIAS Y DESAFÍOS

Tendencias globales:

- electrificación química,
- plantas net-zero,
- captura y utilización de carbono,

- reciclaje químico de plásticos,
- inteligencia artificial aplicada a procesos.

Desafíos principales:

- reducción de emisiones,
- eficiencia energética,
- circularidad de materiales.

La industria petroquímica enfrenta desafíos asociados a la transición energética, reducción de emisiones de carbono y economía circular. La electrificación de procesos, el uso de materias primas renovables y la captura de carbono están redefiniendo el diseño de complejos petroquímicos modernos. Al mismo tiempo, el crecimiento sostenido de la demanda de materiales poliméricos mantiene a la petroquímica como un sector estratégico global.

La industria petroquímica moderna enfrenta el reto de la sostenibilidad, buscando mejorar la eficiencia energética y desarrollar procesos para el reciclaje químico de plásticos, manteniendo la integración vertical entre la refinería y la planta química para optimizar costos.

20.7. CADENAS DE VALOR Y ÁRBOLES PETROQUÍMICOS

Los árboles petroquímicos representan gráficamente las rutas de transformación desde moléculas básicas hasta productos comerciales finales. A partir de etileno o propileno se desarrollan extensas cadenas de valor que incluyen polímeros, solventes, detergentes y productos farmacéuticos. Este enfoque permite visualizar la interconexión entre procesos y facilitar decisiones estratégicas de inversión industrial.

La industria se organiza en "árboles" de productos según su materia prima de origen. A continuación, se detallan las rutas principales:

20.7.1. El Árbol del Metano (C1)

Metano → Syngas → Metanol → Formaldehído → Resinas → Combustibles

sintéticos.

Incluye producción de:

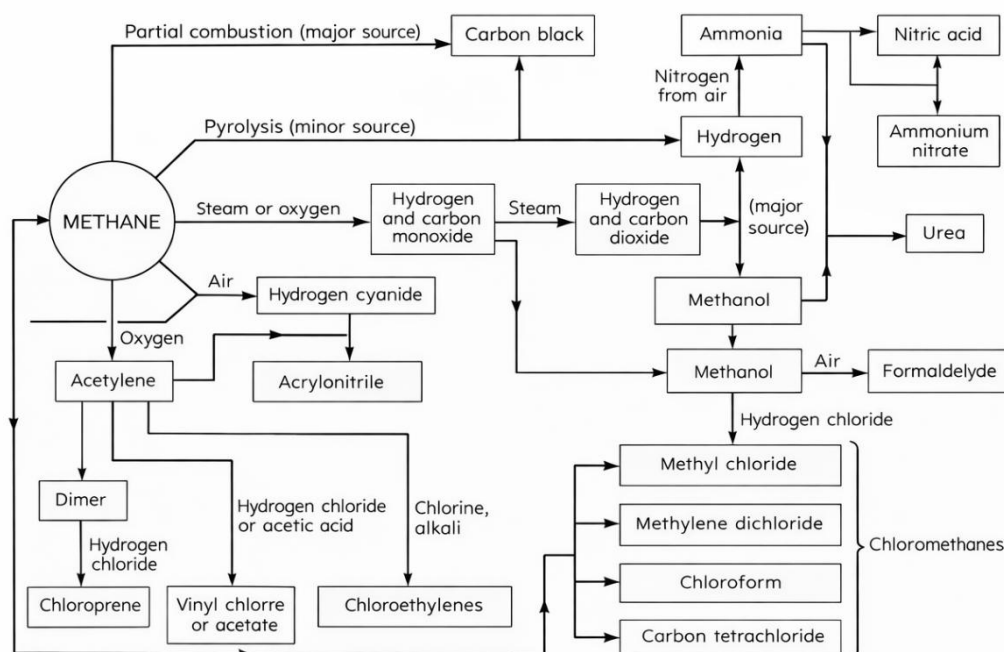
- amoníaco,
- hidrógeno,
- fertilizantes.

El gas natural (rico en metano) es la base de la industria de fertilizantes y alcoholes industriales.

- **Vía Gas de Síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$):** Es el paso intermedio más importante.
 - **Amoníaco:** El 80% se destina a la producción de urea y nitrato de amonio (fertilizantes).
 - **Metanol:** Utilizado para producir formaldehído (resinas), MTBE (aditivo de gasolina) y ácido acético.
- **Negro de Humo:** Obtenido por descomposición térmica, esencial para la industria del caucho y neumáticos.

La industria de los petroquímicos nitrogenados y de alcoholes industriales tiene su pilar fundamental en la molécula de metano. Mediante procesos de reformación con vapor, el metano se convierte en gas de síntesis, un paso intermedio que abre las puertas a la producción masiva de amoníaco para la seguridad alimentaria (fertilizantes) y metanol para la industria química orgánica. La Figura 20.2 detalla este árbol de derivados químicos donde el gas natural deja de ser un combustible para convertirse en materia prima estructural.

Figura 33 Cadena del Metano (C1)



Nota. El diagrama detalla la ruta de transformación del metano mediante reformación con vapor para producir amoníaco (base de la industria de fertilizantes) y metanol. Se observa la importancia del gas de síntesis ($\text{CO} + \text{H}_2$) como intermediario crítico.

Referencia: <https://es.scribd.com/document/370092508/Lecture-Notes-on-Petrchemicals-From-Refining-and-Cracked-Petroleum-Residues>

20.7.2. El Árbol del Etileno (C2)

Etileno $\rightarrow$ Polietileno $\rightarrow$ PVC $\rightarrow$ Etilenglicol $\rightarrow$ PET.

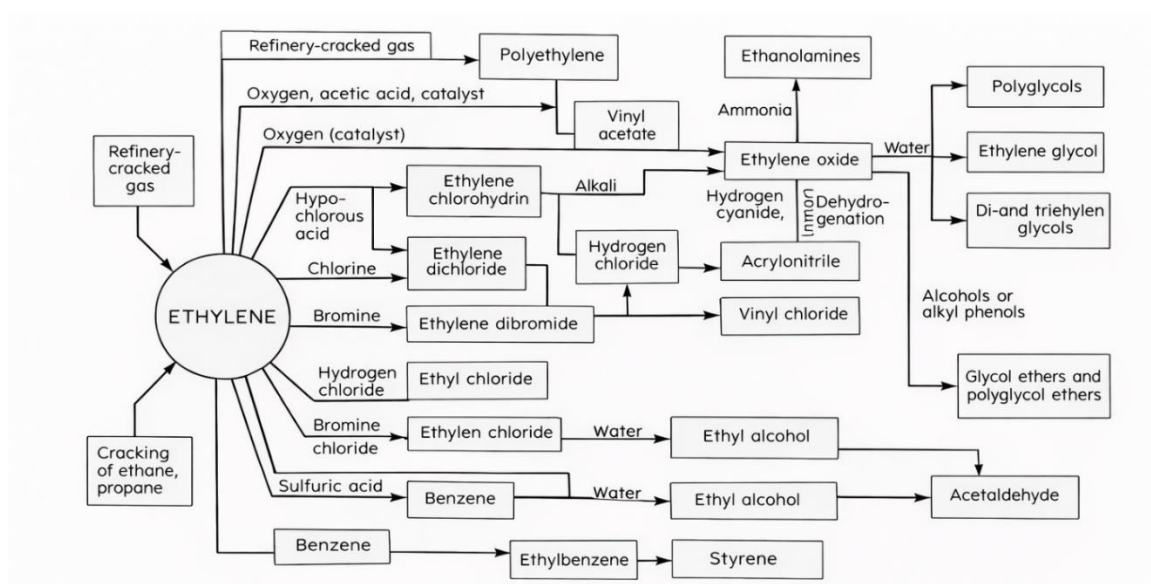
Es la cadena petroquímica de mayor volumen mundial.

- **Polimerización:** Produce Polietileno de Alta Densidad (HDPE), Baja Densidad (LDPE) y Lineal (LLDPE).
- **Oxidación:** Produce Óxido de Etileno, que se transforma en Etilenglicol (anticongelante y base para fibras de Poliéster/PET).
- **Cloración:** Produce Dicloroetano, precursor del Cloruro de Vinilo (VCM) y

finalmente del PVC.

El etileno es el monómero más versátil y de mayor demanda en el mercado global. Su reactividad química permite la formación de cadenas poliméricas que dan origen a la vasta familia de los polietilenos, así como a intermediarios críticos como el cloruro de vinilo. La eficiencia en su obtención, principalmente a través del craqueo térmico, define la economía de muchos complejos petroquímicos. Las rutas de transformación y sus aplicaciones más comunes se ilustran en la Figura 20.3.

Figura 34 Cadena del Etileno (C2)



Nota: El etileno representa el mayor volumen de producción en la industria. Este esquema muestra la síntesis de polietileno (LDPE/HDPE), cloruro de vinilo para PVC y óxido de etileno para la fabricación de fibras de poliéster.

Referencia: <https://es.scribd.com/document/370092508/Lecture-Notes-on-Petrchemicals-From-Refining-and-Cracked-Petroleum-Residues>

20.7.3. El Árbol del Propileno (C3) y C4

Propileno → Polipropileno → Acrilonitrilo → Propilenglicol.

C4 → Butadieno → Cauchos sintéticos.

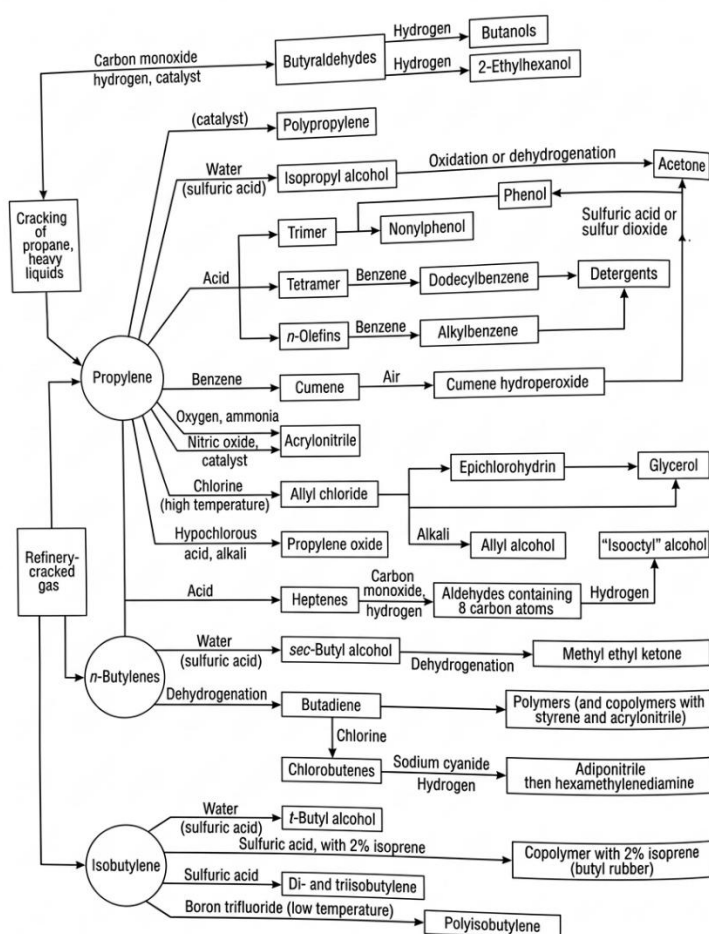
- **Propileno:** Se destina al Polipropileno (empaques, fibras), Acrilonitrilo (plásticos

ABS) y Óxido de Propileno (poliuretanos).

- **Butadieno (C4):** Materia prima fundamental para el caucho sintético (SBR) utilizado en la industria automotriz.

Siguiendo la serie homóloga de las olefinas, el propileno y los compuestos de cuatro carbonos (butanos y butenos) se derivan al sector de los plásticos técnicos y los elastómeros. Mientras que el propileno es la base de empaques de alta resistencia y partes automotrices, el butadieno es el corazón de la industria del caucho sintético. La Figura 20.4 muestra cómo estas fracciones gaseosas se polimerizan y funcionalizan para satisfacer necesidades industriales específicas.

Figura 35 Cadenas de C3 y C4 (Propileno y Butadieno)



Nota. Se presentan las vías para obtener polipropileno y acrilonitrilo. En la fracción C4, se destaca la producción de butadieno, componente esencial en la fabricación

de caucho sintético y neumáticos.

Referencia: <https://es.scribd.com/document/370092508/Lecture-Notes-on-Petrchemicals-From-Refining-and-Cracked-Petroleum-Residues>

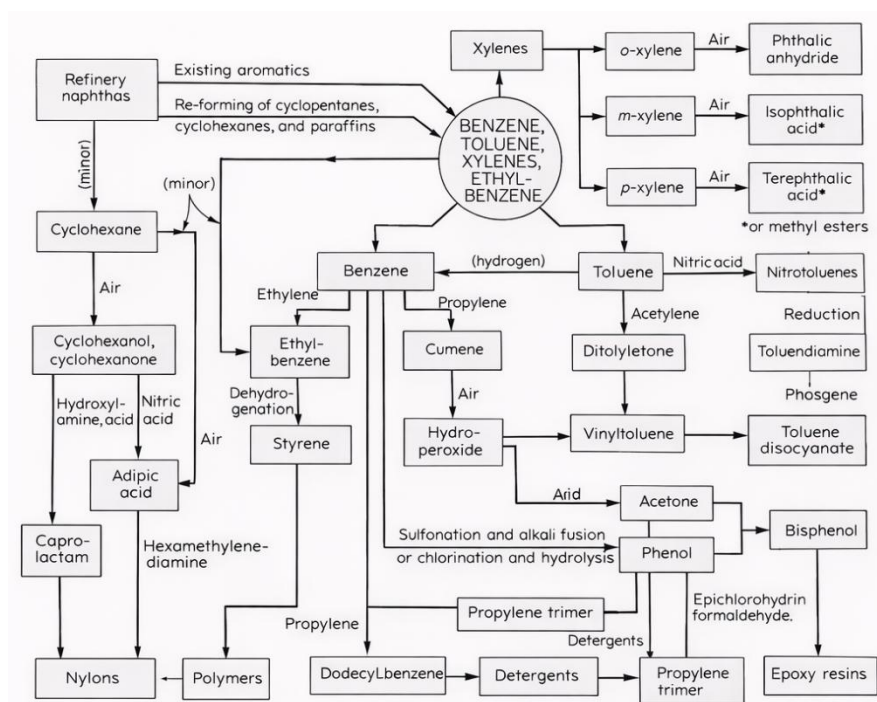
20.7.4. Compuestos aromáticos

BTX (Benceno, Tolueno, Xileno):

Aromáticos → Estireno → Poliestireno
Aromáticos → Nylon → Fibras textiles.

La química de los compuestos aromáticos (benceno, tolueno y xilenos) constituye una rama de alta especialización. Estos compuestos, caracterizados por su estabilidad anular, son los precursores de fibras sintéticas esenciales como el nylon y el poliéster (PET). Su producción suele estar estrechamente vinculada a las unidades de reformación catalítica de las refinerías, demostrando la sinergia entre refinación y petroquímica que se observa aquí.

Figura 36 Aromáticos (BTX)



Nota del gráfico: El diagrama muestra la obtención de estireno, caprolactama

(para Nylon 6) y ácido tereftálico (para botellas PET). Estos compuestos se derivan principalmente de las corrientes de reformación catalítica de la refinería.

Referencia: <https://es.scribd.com/document/370092508/Lecture-Notes-on-Petrchemicals-From-Refining-and-Cracked-Petroleum-Residues>

20.8. INTEGRACIÓN REFINERÍA-PETROQUÍMICA

Las refinerías modernas evolucionan hacia complejos integrados.

Objetivos:

- maximizar producción química,
- reducir producción de combustibles,
- incrementar margen económico.

Concepto emergente:

Refinery–Petrochemical Integration (RPI).

Ejemplos:

- FCC orientado a olefinas,
- steam cracker alimentado por refinería,
- integración hidrógeno–petroquímica.

La integración entre refinerías y complejos petroquímicos constituye una tendencia dominante en la industria energética moderna. Las refinerías dejan de producir únicamente combustibles para transformarse en centros de conversión química capaces de maximizar la producción de materias primas petroquímicas. Esta integración mejora la eficiencia del carbono, incrementa la rentabilidad y reduce la exposición a fluctuaciones del mercado de combustibles.

La eficiencia moderna exige que las refinerías no solo produzcan combustibles, sino que actúen como centros de suministro de carga petroquímica.

1. **Corrientes de la FCC:** La unidad de Craqueo Catalítico Fluido es una fuente rica en propileno y butenos.
2. **Corrientes de Reformación:** El reformado catalítico suministra los aromáticos (Benceno, Tolueno, Xilenos - BTX).
 - **Benceno:** Base para el Estireno (Poliestireno) y el Cumeno (Fenol/Acetona).
 - **Xilenos:** El Isómero Para xileno es crítico para la cadena del poliéster (textiles).

20.9. INGENIERÍA DE REACTORES EN PETROQUÍMICA

Los reactores petroquímicos operan bajo condiciones extremas de temperatura, presión y selectividad química. Su diseño involucra fenómenos de transporte, cinética catalítica y control térmico avanzado. Reactores tubulares de craqueo, reactores de lecho fluidizado y reactores de polimerización representan ejemplos emblemáticos donde la ingeniería química juega un papel central en la eficiencia industrial.

A diferencia de la destilación física en refinación, aquí dominan las reacciones químicas específicas:

- **Hidrogenación/Deshidrogenación:** Ajuste del grado de saturación de las moléculas.
- **Alquilación:** Unión de olefinas ligeras con isobutano o aromáticos.
- **Oxidación Selectiva:** Introducción de átomos de oxígeno para crear grupos funcionales (alcoholes, aldehídos).

Los tres tipos principales son:

20.9.1 Hornos de Pirolisis (Steam Crackers)

Operan a:

800–900 °C con tiempos de residencia milisegundos.

Reacciones radicalarias producen olefinas ligeras.

Equipos críticos:

- hornos tubulares,
- enfriamiento rápido (quench),
- recuperación criogénica.

El corazón de la producción de olefinas. Consisten en tubos de aleaciones especiales (HK-40, HP-modificada) dispuestos en cajas de horno radiante.

Condiciones típicas: 750–900 °C, 0.5–3 bar, tiempo de residencia 0.1–0.3 s

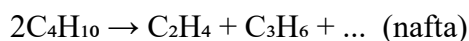
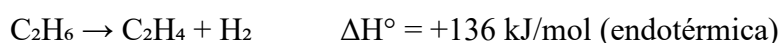
Cinética: Reacciones de primer orden aparente, con constante de velocidad

$k = A \exp(-E_a/RT)$ donde $E_a \approx 50\text{--}70 \text{ kcal/mol} \approx 210\text{--}290 \text{ kJ/mol}$ para ruptura de enlaces C-C

Selectividad vs. severidad: A mayor temperatura, mayor producción de etileno, pero también más coque y productos livianos (metano, hidrógeno)

Steam Cracking de etano — Datos de proceso (Zimmermann & Walzl, 2009):

Reacciones principales (850–900 °C, 0.3–0.5 s):



Rendimientos típicos (% peso en base seca, alimentación etano):

H₂: 4–5%

CH₄: 3–5%

C₂H₄ (etileno): 50–55% ← producto principal

C_2H_6 (reciclado): 35–38%

C_3H_8 : 1–2%

Selectividad a etileno = $Yield_{etileno} / Conversión_{etano}$

Cinética simplificada (Arrhenius):

$$r = k_0 \cdot \exp(-E_a/RT) \cdot P_{etano}$$

$$E_a \approx 200\text{--}260 \text{ kJ/mol}, k_0 \approx 10^{12} \text{ s}^{-1}$$

Severidad de Craqueo: COP (Coil Outlet Pressure) = 1–3 bar

Mayor T $\rightarrow$ mayor conversión, menor selectividad a etileno

20.9.2 Reactores de Lecho Fijo Adiabáticos

Operación en múltiples lechos con enfriamiento intermedio.

- Usados en síntesis de amoníaco (proceso Haber-Bosch) y metanol. También en hidrogenaciones selectivas.
 - Diseño multitubular con catalizador en tubos, fluido térmico en carcasa
 - Control de punto caliente (hot spot) crítico para evitar desactivación del catalizador
 - Relación de reciclo típica: 6-8:1 para amoníaco, 3:1 para metanol

20.9.3 Reactores de Polimerización

Permiten controlar: peso molecular, distribución polimérica, propiedades mecánicas.

- *Fase gas (UNIPOL - fase gas, Innovene)*: Lecho fluidizado, catalizadores Ziegler-Nata o metallocenos
- *Fase líquida (slurry)*: Suspensión de polímero en diluyente, mejor control térmico

- Loop reactors.
- *Bulk (masa)*: Sin diluyente, alta pureza del producto

20.9.4 Cinética de Reacciones Clave

Incluyen: reacciones radicalarias, polimerización por coordinación, mecanismos ácido-catalíticos. El modelado cinético resulta esencial para control industrial.

Reacción	Tipo	Ec. Velocidad	E_a (kcal/mol)
Craqueo de etano	Uni molecular	$r = k C_{C_2H_6}$	65
Deshidrogenación de propano	Endotérmica	$r = k (C_{C_3H_8} - C_{C_3H_6} C_{H_2} / K_{eq})$	55
Síntesis de metanol	Exotérmica	$r = k p_{CO} p_{H_2}^2 / (1 + K_{ads} p_{CO})^2$	40-60

La selectividad en procesos competitivos se controla mediante la temperatura del reactor, la presión parcial de hidrógeno (para saturar olefinas indeseadas) y el tiempo de residencia.

20.9.5 Separaciones Criogénicas en Petroquímica**

Las olefinas requieren separación a muy bajas temperaturas mediante: destilación criogénica, compresión multietapa, integración térmica avanzada.

Estas unidades representan el mayor consumo energético del complejo petroquímico.

La separación de olefinas ligeras (etileno/etano, propileno/propano) requiere destilación a temperaturas criogénicas debido a la cercanía de puntos de ebullición:

Par	Delta T (eb) (°C)	Presión típica torre
-----	-----	-----
Etileno/Etano	16	18–20 bar
Propileno/Propano	5	16–18 bar

| 1-Buteno/Isobuteno | 5 | 3–4 bar |

Cascadas de Refrigeración

Las plantas modernas usan cascadas de tres niveles:

1. Propano: Condensación a $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ (fácil con compresión estándar)
2. Etileno: $-100\text{ }^{\circ}\text{C}$ (requiere compresión en cascada)
3. Metano: $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$ (solo para separaciones de máxima pureza)

Trabajo mínimo de separación

El consumo energético puede estimarse mediante:

$$W(\text{min}) = -RT_0 (x_1 \ln x_1 + x_2 \ln x_2) (1 - \eta_{\text{carnot}})$$

En la práctica, el consumo real es $5\text{--}10 \times$ mayor debido a irreversibilidades (pérdidas por ΔT en intercambiadores, caídas de presión).

Ejemplo práctico: Una planta de 1 MM t/a de etileno consume aproximadamente 3,500 kJ/kg en la sección de separación (frío y compresión), equivalente al 15% de la carga energética total del complejo.

20.9.6 Métricas de Desempeño y Consumos Típicos

Entre los indicadores industriales están los siguientes: consumo energético específico, rendimiento de olefinas, selectividad química, intensidad de carbono.

La optimización busca minimizar energía por tonelada producida.

Consumos específicos en Steam Cracking

Alimentación Etileno (%) Propileno (%) Consumo energía (GJ/t olefinas)
Agua (t/t)

Etano 80 3 16–18 8

Propano 45 30 18–22 10

| Nafta ligera | 30 | 15 | 22–26 | 12 |

| Gasoil | 25 | 15 | 28–35 | 15 |

Patrones de rendimiento (Yield Patterns)

La distribución de productos en craqueo térmico sigue el modelo empírico de Kister:

$$\ln (Y_i/Y_{\text{ref}}) = a_i + b_i S + c_i S^2$$

Donde S = severidad (medida como indicador de severidad de producción de metano), y a_i , b_i , c_i son coeficientes específicos del componente.

Relación clave en polimerización: Selectividad vs. Conversión

En polimerización de olefinas con catalizadores Ziegler-Natta:

- Alta conversión favorece transferencia de cadena → polímero de menor peso molecular
- Baja conversión + alta selectividad de sitio → polímero de alto peso molecular y estrechez de distribución ($\text{PDI} \approx 2$)

Costos de producción típicos (2024, EUA Golfo)

- Etileno: 350–450 USD/t (depende fuertemente del costo del feedstock)
- Propileno: 400–550 USD/t (premium sobre etileno por escasez relativa)
- Polietileno HDPE: 800–1,000 USD/t

20.10. Sostenibilidad y Química Verde

La reducción de emisiones es un objetivo global clave para limitar el calentamiento global, requiriendo transformaciones profundas en los sistemas energéticos (United Nations Environment Programme, 2023).

Entre las estrategias emergentes están las siguientes: electrificación de hornos, reciclaje químico, captura de CO_2 , materias primas bio-basadas, economía circular del

carbono.

La petroquímica será un actor clave en la transición energética global.

La aplicación de principios de química verde busca minimizar residuos, reducir consumo energético y emplear materias primas renovables. Tecnologías emergentes como reciclaje químico de plásticos, biopetroquímica y electrificación de procesos representan el futuro sostenible del sector petroquímico.

El capítulo cierra con la visión de futuro:

- **Reciclaje Químico:** Despolimerización de plásticos para retornar a monómeros básicos.
- **Bio-petroquímica:** Uso de etanol de caña o biomasa para producir "Bio-etileno".
- **Descarbonización:** Implementación de captura de carbono (CCS) en las plantas de amoníaco.

20.11 Oportunidad Petroquímica en el Perú: El Caso de Camisea

El gas natural de Camisea representa una oportunidad estratégica para desarrollar una industria petroquímica nacional basada en: etano para producción de etileno, fertilizantes nitrogenados, metanol y derivados, plásticos y materiales.

Beneficios potenciales: industrialización del gas, diversificación económica, desarrollo tecnológico nacional.

El gas natural de Camisea (88% metano, 6% etano, 2.5% propano según Tabla 32) representa una oportunidad estratégica para desarrollo petroquímico:

Opciones técnicamente viables:

| Ruta | Producto | Ventaja competitiva | Inversión estimada (MM USD) |

| Steam cracker de etano | Etileno → PE | Feedstock costo bajo, alto rendimiento | 800–1,200 |

| Metanol → Olefinas (MTO) | Propileno | Diversificación, alta demanda regional

| 1,500–2,000 |

| Amoníaco/Urea | Fertilizantes | Mercado agrícola local estable | 600–800 |

Análisis preliminar:

- El etano de Camisea (actualmente reinyectado o quemado) podría alimentar un cracker de 500 kt/a con factor de utilización >90%

- Costo de oportunidad del etano: valor como combustible (~3 USD/MMBTU) vs. valor como feedstock petroquímico (~6–8 USD/MMBTU equivalente)

- Logística crítica: necesidad de separación de líquidos del gas en la selva o ducto multicapa hacia la costa

Barreras identificadas:

- Escala de mercado local limitada (exportación requerida)
- Infraestructura de separación de NGL en selva desafiante
- Competencia con importaciones de resinas desde Asia (costos de flete desde Pisco ~80 USD/t a Asia occidental)

Referencia: Ministerio de Energía y Minas del Perú. (2023). *Plan de desarrollo de la industria de hidrocarburos 2023–2030*.

Resumen de Materias Primas y Productos (Tabla Sinóptica)

Materia Prima	Proceso Intermedio	Producto Final
Gas Natural	Reformación / Síntesis	Fertilizantes, Metanol, Explosivos
Naftas / Etano	Craqueo Térmico	Plásticos (PE, PP, PVC), Fibras
Gasoils	FCC / Reformación	Aromáticos, Cauchos, Detergentes
Residuos Pesados	Gasificación	Hidrógeno, Gas de Síntesis, Energía

Productos por Familia Química

Familia	Miembro Principal	Derivados Clave	Uso Final
Alifáticos	Etileno	LDPE, HDPE, PVC	Bolsas, tuberías, cables
Aromáticos	Benceno	Estireno, Cumeno	Vasos térmicos, resinas epóxicas
Nitrogenados	Amoniaco	Urea, Ácido Nítrico	Fertilizantes, explosivos
Oxigenados	Metanol	Formaldehído, MTBE	Adhesivos, resinas para madera

Datos cuantitativos del potencial petroquímico de Camisea (2024):

Disponibilidad de etano en Camisea:

Producción NGL total: ~30,000 BPD (2023, Perupetro)

Fracción etano estimada: ~35% vol → ~10,500 BPD etano

Equivalente: ~1,150 t/día de etano

Potencial de producción de etileno:

Craqueo de etano: rendimiento ~52% peso en etileno

Etileno potencial: ~600 t/día = 220,000 t/año

(Escala de una planta petroquímica mediana)

Productos derivados posibles:

Polietileno (PE): 200,000 t/año (valor ~US\$ 300M/año)

MEG (monoetilenglicol): 150,000 t/año

PVC (vía EDC/VCM): requiere cloro adicional

Comparación regional:

Brasil (Braskem, Rio Grande do Sul): etano de shale + nafta, 3.5 MM t/año etileno

Perú (potencial): 220,000 t/año (escala boutique)

Ref.: ProInversión (2023). Estudio de Prefactibilidad Complejo Petroquímico Perú.

20.12. EJERCICIOS

Los ejercicios permiten integrar conceptos de balances de materia, selección de materias primas, diseño de procesos y evaluación económica, consolidando la comprensión de la compleja red de transformaciones petroquímicas.

Ejercicio 20.12.1: Balance de Masa en un Steam Cracker

Enunciado: Una planta de etileno procesa 100,000 kg/h de etano puro. Si el rendimiento por paso (*single-pass yield*) de etileno es del 48% y se logra una conversión del 60% con recirculación de etano no reaccionado, calcule la producción horaria de etileno y el etano recirculado.

Datos:

- Alimentación fresca (F): 100,000 kg/h de C_2H_6 .
- Conversión por paso (X): 0.60 (60%).
- Rendimiento por paso (Y): 0.48 (48%).

Resolución:

1. Cálculo de la Alimentación al Reactor (A):

En un sistema con recirculación total del reactivo no convertido, todo el etano que entra como "fresco" debe eventualmente reaccionar.

$$A = F / X = 100,000 \text{ kg/h} / 0.60 = 166,666.67 \text{ kg/h}$$

2. Producción de Etileno (P):

El etileno producido se calcula sobre la base de lo que realmente entra al reactor en cada ciclo multiplicado por su rendimiento por paso.

$$P = A \times Y = 166,666.67 \times 0.48 = 80,000 \text{ kg/h}$$

3. Etano Recirculado (R):

Es la fracción que no reaccionó en el paso por el reactor.

$$R = A \times (1 - X) = 166,666.67 \text{ kg/h} \times (1 - 0.60) = 66,666.67 \text{ kg/h}$$

Resultado: La planta produce **80,000 kg/h de etileno** y mantiene una corriente de recirculación de **66,667 kg/h de etano**.

Ejercicio 20.12.2: Estequiometría de la Urea

Enunciado: Calcule cuántas toneladas de metano (como fuente de H_2 para el amoníaco) se requieren teóricamente para producir 1,000 toneladas de úrea, asumiendo un rendimiento global del 90% en la etapa de reformación.

Reacciones involucradas:

1. Reformación: $CH_4 + 2H_2O \rightarrow CO_2 + 4H_2$
2. Síntesis de Amoníaco: $N_2 + 3H_2 \rightarrow 2NH_3$
3. Síntesis de Úrea: $2NH_3 + CO_2 \rightarrow (NH_2)_2CO + H_2O$

Resolución:

1. Relación Molar Global:
 - 1 mol de úrea necesita 2 moles de NH_3 .
 - 2 moles de NH_3 necesitan 3 moles de H_2 .
 - 4 moles de H_2 provienen de 1 mol de CH_4 .
 - Por lo tanto, para producir 1 mol de Urea se requieren 0.75 moles de CH_4 (ya que $3 / 4 = 0.75$).
2. Cálculo de Moles de Úrea:

- Masa molar Úrea: 60 g/mol
- 1,000 Ton = 1×10^9 g
- Moles Úrea = $1 \times 10^9 / 60 = 16,666,667$ moles

3. Cálculo de Metano Necesario:

- Moles CH₄ teóricos = $16,666,667 \times 0.75 = 12,500,000$ moles
- Considerando el 90 de rendimiento: $12,500,000 / 0.90 = 13,888,889$ moles
- Masa de CH₄ (PM = 16): $13,888,889 \times 16 = 222,222,224$ g

Resultado: Se requieren aproximadamente 222.22 toneladas de metano.

Ejercicio 20.12.3: Análisis de Reciclo con Purga

Una planta de propileno por deshidrogenación de propano (PDH) opera con reciclo del propano no convertido. Sin embargo, el propano de alimentación contiene 2% mol de propileno como impureza, que se acumula en el sistema.

Datos:

- Conversión por paso: 35%
- Selectividad a propileno: 90% (el 10% forma coque)
- Razón de reciclo (molar): 3:1
- Purga: 5% del reciclo total

Determine:

- a) La composición del reciclo en estado estacionario
- b) El consumo específico de propano fresco por tonelada de propileno producido
- c) El porcentaje de pérdida de propileno en la purga

Solución:

a) Balance de propileno en el mezclador:

$$0.02 + R \times (C_{3=, \text{rec}}) = (F+R) \times (C_{3=, \text{alim}})$$

En el reactor: propileno generado = propano convertido $\times$ selectividad

Resolviendo iterativamente: $x_{(C_{3=, \text{rec}})} \approx 15\% \text{ mol}$

b) Por cada 100 kmol de alimentación al reactor:

- Propano convertido: 35 kmol

- Propileno producido: $35 \times 0.90 = 31.5 \text{ kmol}$

Propano fresco requerido considerando purga: $\approx 38 \text{ kmol/100 kmol producto}$

Consumo específico: 1.21 t propano/t propileno

c) Pérdida en purga: $5\% \text{ del reciclo} \times 15\% \text{ propileno} = 0.75\% \text{ del flujo de reciclo}$

Pérdida relativa: 2.4% del propileno producido

Ejercicio 20.12.4: Optimización de Severidad en Steam Cracker

Un cracker de nafta ligera puede operar en dos modos:

Modo	T (°C)	Rendimiento etileno (%)	Rendimiento propileno (%)	Producción coque (kg/t nafta)
Alto etileno	860	32	12	25
Balanceado	820	26	16	18

| Alto etileno | 860 | 32 | 12 | 25 |

| Balanceado | 820 | 26 | 16 | 18 |

Datos económicos (USD/t):

- Etileno: 900

- Propileno: 1,100

- Valor energético coque (evitado): 50

Determine:

- a) El ingreso marginal por tonelada de nafta en cada modo
- b) El modo óptimo considerando que el costo de decoking (parada de planta) es 50,000 USD y ocurre cada 30 días en modo alto etileno vs. 45 días en modo balanceado

Solución:

- a) Ingreso por tonelada de nafta:

Modo alto etileno: $(0.32 \times 900) + (0.12 \times 1100) - (0.025 \times 50) = 288 + 132 - 1.25 = 418.75 \text{ USD/t}$

Modo balanceado: $(0.26 \times 900) + (0.16 \times 1100) - (0.018 \times 50) = 234 + 176 - 0.9 = 409.10 \text{ USD/t}$

- b) Costo diario de decoking:

Modo alto etileno: $50,000/30 = 1,667 \text{ USD/día}$

Modo balanceado: $50,000/45 = 1,111 \text{ USD/día}$

Diferencia: 556 USD/día

Para una planta de 1,000 t/d de nafta, el modo alto etileno genera 9.65 USD/t más de ingreso, pero cuesta 0.56 USD/t más en decoking.

Conclusión: El modo alto etileno es económicamente superior en este escenario.

Ejercicios Prácticos de Aplicación

1. Diseñe conceptualmente un complejo petroquímico basado en etano.
2. Compare rutas petroquímicas a partir de nafta y gas natural.
3. Analice ventajas económicas de integración refinería–petroquímica.
4. Evalúe oportunidades petroquímicas para el Perú.

CAPÍTULO 21

SOSTENIBILIDAD, NORMATIVAS, TRANSICIÓN ENERGÉTICA Y FUTURO

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender el rol de la sostenibilidad en la industria energética moderna.
- Analizar el marco energético global y sus tendencias futuras.
- Identificar regulaciones ambientales aplicables al sector petróleo y gas.
- Evaluar estrategias de descarbonización industrial.
- Comprender el papel del hidrógeno y nuevas energías en la transición energética.
- Visualizar la integración energética futura hacia sistemas net-zero.

El ingeniero moderno debe integrar:

- diseño de procesos,
- análisis ambiental,
- economía energética,
- sostenibilidad industrial.

La transición energética no reemplaza la ingeniería del petróleo y gas, sino que la expande hacia nuevos sistemas energéticos. La transición energética no implica la sustitución inmediata de los hidrocarburos, sino su transformación mediante tecnologías más eficientes y de menor impacto ambiental.

Tabla 35 Intensidad de carbono en los procesos.

Combustible	kg CO ₂ /GJ
Carbón	95
Petróleo	74
Gas natural	56

Nota. Elaboración propia con base en factores de emisión de combustibles fósiles reportados por el IPCC y complementados con información de la International Energy Agency (IEA), U.S. Environmental Protection Agency (EPA) y U.S. Energy Information Administration (EIA).

21.1 SOSTENIBILIDAD Y TRANSICIÓN ENERGÉTICA

La industria del petróleo y gas atraviesa una transformación estructural impulsada por:

- cambio climático,
- políticas internacionales de reducción de emisiones,
- electrificación del transporte,
- crecimiento de energías renovables.

La sostenibilidad energética busca equilibrar tres objetivos fundamentales:

1. seguridad energética,
2. competitividad económica,
3. protección ambiental.

El desafío actual no es la desaparición inmediata de los hidrocarburos, sino su integración dentro de un sistema energético bajo en carbono.

La sostenibilidad energética se ha convertido en uno de los principales desafíos tecnológicos y sociales del siglo XXI. La creciente demanda mundial de energía, junto con la necesidad de reducir emisiones de gases de efecto invernadero, ha impulsado una transformación progresiva del sistema energético global. La industria del petróleo y

gas enfrenta el reto de mantener la seguridad energética mientras adopta tecnologías más limpias, eficientes y compatibles con objetivos climáticos internacionales.

Las refinerías buscan reducir emisiones, co-procesar biomasa, y producir hidrógeno verde.

Tabla 36 Emisiones por proceso (kg CO₂/bbl)

Proceso	Emisión
Destilación	10
FCC	25
Hidrocrqueo	35
SMR	50

Nota. Elaboración propia con base en reportes internacionales sobre emisiones en procesos de refinación y producción de hidrógeno, incluyendo la International Energy Agency (IEA), el U.S. Department of Energy (DOE) y estudios de análisis de ciclo de vida (LCA).

21.2 MARCO ENERGÉTICO GLOBAL

El sistema energético mundial evoluciona hacia una matriz diversificada.

Tendencias principales:

- crecimiento del gas natural como combustible de transición,
- expansión acelerada de energías renovables,
- electrificación industrial,
- desarrollo del hidrógeno energético,
- digitalización de sistemas energéticos.

Escenarios energéticos internacionales proyectan:

- reducción progresiva del carbón,
- estabilización del consumo petrolero,

- aumento significativo de electricidad renovable.

Las refinerías y complejos petroquímicos se transforman en centros integrados de energía y materiales.

El sistema energético mundial se encuentra en un proceso de transición caracterizado por la coexistencia de combustibles fósiles, energías renovables y nuevas tecnologías

de almacenamiento energético. Organismos internacionales proyectan un crecimiento sostenido de la demanda energética, particularmente en economías emergentes, lo que requiere estrategias integradas que combinen eficiencia energética, electrificación y diversificación de fuentes. Los movimientos que promueven este marco son la IEA, IPCC y escenarios Net Zero.

21.3 REGULACIONES AMBIENTALES

Las políticas ambientales influyen directamente en el diseño y operación industrial.

Principales instrumentos regulatorios:

- límites de emisiones de CO₂,
- estándares de combustibles limpios,
- control de azufre y partículas,
- impuestos al carbono,
- sistemas de comercio de emisiones.

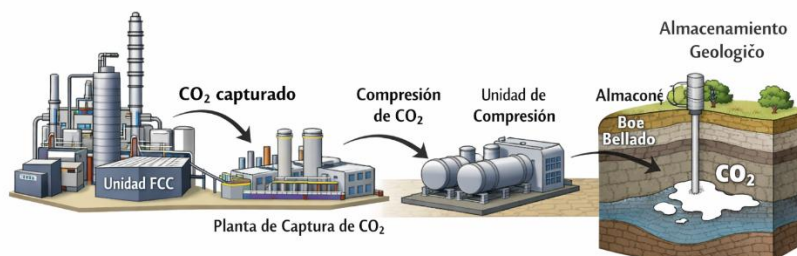
Normativas internacionales relevantes:

- acuerdos climáticos globales,
- estándares IMO para combustibles marítimos,
- regulaciones Euro y Tier para combustibles vehiculares.

Las regulaciones impulsan innovación tecnológica y eficiencia energética.

Las regulaciones ambientales desempeñan un papel fundamental en la evolución tecnológica de la industria energética. Normativas relacionadas con emisiones de CO₂, control de azufre en combustibles, calidad del aire y eficiencia energética han impulsado el desarrollo de procesos avanzados de refinación, captura de carbono y combustibles de menor impacto ambiental. La adaptación regulatoria se ha convertido en un factor determinante para la competitividad industrial.

Figura 37 Esquema de refinería con captura de CO₂



Nota: Adaptado de IPCC, 2005. IPCC. (2005). *Carbon Dioxide Capture and Storage: Special Report*. Cambridge University Press.

21.4 DESCARBONIZACIÓN DE LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO Y GAS

Estrategias principales de reducción de emisiones:

Eficiencia energética

Optimización de hornos, compresores y sistemas térmicos.

Electrificación de procesos

Uso de electricidad renovable en operaciones industriales.

Captura, Uso y Almacenamiento de Carbono (CCUS)

Captura de CO₂ en refinerías, plantas de hidrógeno y petroquímica.

Reducción de emisiones fugitivas

Control de metano en producción y transporte.

Combustibles bajos en carbono

Biocombustibles, e-fuels y combustibles sintéticos.

Las refinerías evolucionan hacia modelos de **refinerías net-zero**.

La descarbonización implica reducir la intensidad de carbono asociada a la producción y uso de hidrocarburos mediante estrategias como:

- eficiencia energética en refinerías,
- electrificación de procesos,
- captura y almacenamiento de carbono (CCS),
- reducción de emisiones fugitivas de metano,
- integración con energías renovables.

Estas estrategias permiten prolongar el rol de los hidrocarburos dentro de un sistema energético más sostenible.

Métricas de intensidad de carbono para refinería (GHG Protocol, IPIECA, 2020):

Indicador	Unidad	Valor típico refinería
Alcance 1	t CO ₂ eq/año	500,000–5,000,000 (refinería media)
Intensidad carbono	kg CO ₂ eq/bbl	45–90 (varía por complejidad)
Emisiones proceso	t CO ₂ /t producto	0.05–0.25 (hidrotratamiento)
Intensidad energía	GJ/t crudo proc.	1.5–3.5

Energy Intensity Index (EII) — Solomon: 100 = mediana industrial

Emisiones por proceso (kg CO₂/bbl de alimentación):

Destilación atmosférica: 3–5

FCC: 15–25 (incluyendo regenerador)

Hidrocrackeo: 8–15

Reformado catalítico: 5–10

Hidrotratamiento: 2–5

Objetivos net-zero (IEA NZE 2050):

Intensidad O&G upstream: < 15 kg CO₂/boe para 2030

Refinería: < 30 kg CO₂eq/bbl para 2035

Ref.: IPIECA/API (2020). Oil and Gas Industry Guidance on Voluntary Sustainability Reporting.

21.5 ECONOMÍA DEL HIDRÓGENO Y NUEVAS ENERGÍAS

El hidrógeno emerge como vector energético clave.

Tipos principales:

- hidrógeno gris (SMR convencional),
- hidrógeno azul (con captura de carbono),
- hidrógeno verde (electrólisis renovable).

Aplicaciones futuras:

- almacenamiento energético,
- transporte pesado,

- acero y cemento bajos en carbono,
- combustibles sintéticos.

Otras energías emergentes:

- amoníaco energético,
- combustibles electrónicos,
- bioenergía avanzada.

El hidrógeno emerge como un vector energético capaz de almacenar energía renovable y descarbonizar sectores difíciles de electrificar. La expansión del hidrógeno azul, verde y otras variantes tecnológicas plantea nuevas oportunidades industriales para refinerías y complejos petroquímicos, transformándolos en centros integrados de producción energética y química avanzada.

El hidrógeno puede producirse mediante reformado de gas natural, electrólisis o procesos termoquímicos avanzados (International Energy Agency, 2023c; International Renewable Energy Agency, 2022a).

Futuro de la refinación

Tendencias:

- Refinerías modulares (micro-refinerías)
- Biorefinerías (co-procesamiento de aceites vegetales)
- Hidrógeno verde (electrólisis)
- Gemelos digitales (IA + IoT)

Tabla 37 Tecnologías emergentes

Tecnología	Descripción	Estado
Co-procesamiento	Mezcla de biomasa en FCC	Piloto
H₂ verde	Electrólisis con renovables	Demo
Refinería digital	IA para optimización en tiempo real	Activo

Variabilidad en la calidad del crudo: Mezclas (blending) y su impacto en la eficiencia energética

La transición hacia una industria más sostenible exige un control riguroso sobre la dieta de la refinería. La calidad de un crudo no es estática; está sujeta a variaciones críticas debido a factores como la entrada de nuevos campos en operación, el cierre de yacimientos maduros o la mezcla intencional con condensados y fracciones livianas para ajustar la gravedad API.

Estas variaciones en el Assay original del crudo impactan directamente en la huella de carbono de la planta por las siguientes razones:

Consumo de energía en hornos: Los cambios en las mezclas de crudo alteran el rango de ebullición total, lo que puede requerir una mayor intensidad térmica en los hornos de destilación para lograr los cortes deseados, incrementando las emisiones de gases de efecto invernadero.

Consistencia de datos y decisiones operativas: El manejo de un gran número de datos de calidad requiere un análisis de integridad para detectar inconsistencias en balances de azufre, metales y Carbón Conradson (CCR). La toma de decisiones basada en 'malos datos' conlleva a una operación ineficiente y a un mayor desperdicio de recursos.

Contaminación en el transporte: Incluso el proceso de transporte por barco puede introducir contaminantes que alteren la calidad requerida, obligando a procesos de tratamiento adicionales (como un mayor consumo de hidrógeno en hidrotratamiento) para cumplir con las normativas ambientales.

21.6 INTEGRACIÓN ENERGÉTICA FUTURA

El sistema energético del futuro será altamente integrado:

Refinería + Petroquímica + Hidrógeno + Renovables + Captura de carbono.

Conceptos emergentes:

- electrificación química,
- plantas híbridas energía-materiales,
- digitalización mediante inteligencia artificial,
- optimización energética en tiempo real.

Las tecnologías de captura, utilización y almacenamiento de carbono (CCUS) son esenciales para la descarbonización de sectores intensivos en energía (International Energy Agency, 2023d; Worrell et al., 2021).

La ingeniería química desempeñará un papel central en la transición energética global.

La transición energética no implica la sustitución inmediata de los hidrocarburos, sino su integración progresiva con tecnologías bajas en carbono. El futuro energético estará basado en sistemas híbridos donde combustibles fósiles, energías renovables, hidrógeno, captura de carbono y economía circular operen de manera complementaria para garantizar sostenibilidad, seguridad energética y desarrollo económico global.

Figura 38 Biorrefinería integrada (descripción)

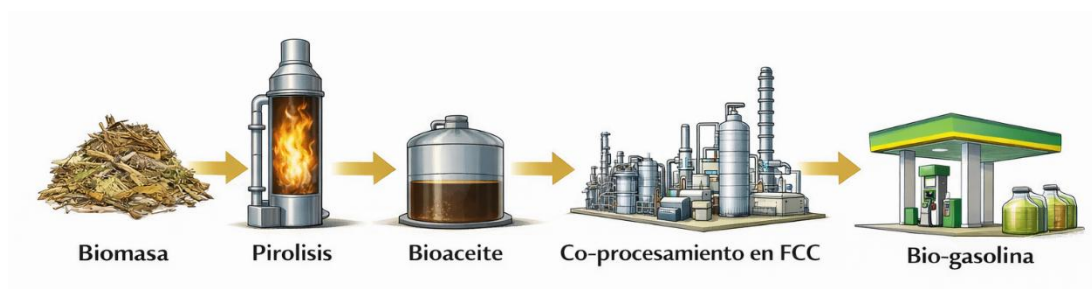
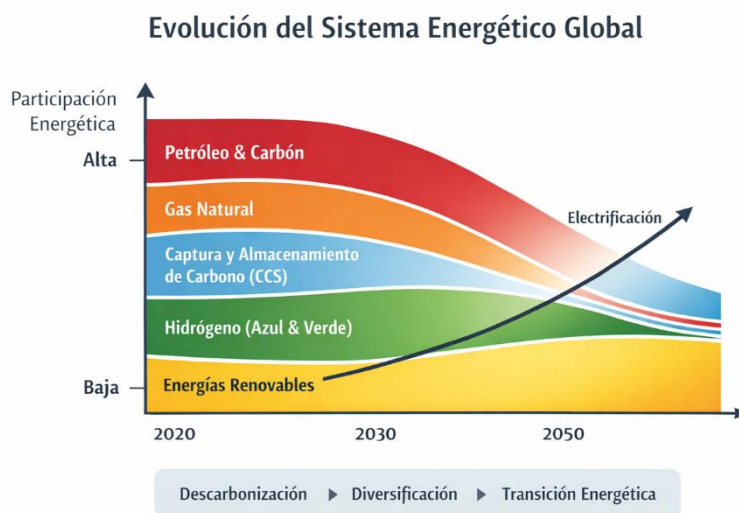


Tabla 38 Comparación de rutas energéticas

Energía	Emisiones CO ₂	Madurez tecnológica	Rol futuro
Petróleo	Alta	Alta	Transición
Gas natural	Media	Alta	Combustible puente
Hidrógeno azul	Media-baja	Media	Descarbonización
Hidrógeno verde	Baja	Emergente	Largo plazo
Renovables	Muy baja	Alta	Expansión

Nota. Elaboración propia con base en reportes internacionales sobre transición energética y descarbonización, incluyendo la International Energy Agency (IEA), el Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC) y la International Renewable Energy Agency (IRENA).

Figura 39 Evolución del Sistema Energético Global



21.7 EJERCICIOS

Ejercicio 21.7.1

Enunciado: Calcular huella de CO₂ de 1 bbl de gasolina (rendimiento 45 % por bbl de crudo)

Solución:

$$\text{Emisión del crudo} = 10 + 25 = 35 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$$

$$\text{Gasolina} = 1 \text{ bbl} \times 0.45 = 0.45 \text{ bbl}$$

$$\text{Huella} = 35 / 0.45 \approx 78 \text{ kg CO}_2/\text{bbl gasolina}$$

Ejercicio 21.7.2

Enunciado: Evaluar % de sustitución de gasolina por bio-gasolina si se co-procesan 5 % (peso) de bioaceite

Solución:

Si el rendimiento de gasolina = 45 %

$$\text{Bio-gasolina} = 0.05 \times 0.45 = 0.0225 \rightarrow 2.25 \% \text{ sustitución}$$

Ejercicio 21.7.3: Análisis de Huella de Carbono Refinería

Una refinería de complejidad media procesa 100,000 bbl/día de crudo mixto (API 30, 2% azufre) con las siguientes características específicas:

Emisiones destilación: 8 kg CO₂/bbl

Emisiones FCC: 35 kg CO₂/bbl (incluye regenerador)

Emisiones hornos/hidrotratamiento: 25 kg CO₂/bbl

Consumo eléctrico: 18 kWh/bbl (factor emisión electricidad: 0.4 kg CO₂/kWh)

Producción: 45% gasolina, 30% diesel, 10% kerosene, 15% fuel oil

Calcule: a) Intensidad de carbono total (kg CO₂/bbl procesado) b) Intensidad de carbono por producto (kg CO₂/bbl producto final) c) Si se implementa co-procesamiento de 10% (vol) de aceite vegetal en FCC (reducción de 40% en emisiones del FCC por crudo equivalente), ¿cuál es el nuevo factor de emisión?

Solución:

a) Emisiones directas: $8 + 35 + 25 = 68 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ Emisiones indirectas

(electricidad): $18 \times 0.4 = 7.2 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ Total: $75.2 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ procesado

b) Factor de escalamiento: $1 / (0.45+0.30+0.10+0.15) = 1/1.0$ (sin pérdidas consideradas) Gasolina: $75.2/0.45 = 167 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ Diesel: $75.2/0.30 = 251 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ Kerosene: $75.2/0.10 = 752 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$

c) Reducción FCC: $35 \times 0.40 \times 0.10 = 1.4 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$ ahorrados Nuevo factor: $75.2 - 1.4 = 73.8 \text{ kg CO}_2/\text{bbl}$

Ejercicio 21.7.4

Una refinería emite 2 millones t CO₂/año.

Si un sistema CCUS captura el 35 %:

CO₂ capturado = $0.35 \times 2\,000\,000$

Resultado = $700\,000 \text{ t CO}_2/\text{año}$.

Ejercicios propuestos

1. Explique el concepto de refinería net-zero.
2. Compare hidrógeno azul y verde desde perspectiva técnica.
3. Analice el rol del gas natural en la transición energética.
4. Proponga estrategias de descarbonización para una refinería existente.

Problema de diseño

Diseñe conceptualmente un complejo energético futuro integrando:

- refinería,

- planta de hidrógeno,
- captura de carbono,
- energías renovables,
- producción petroquímica.

CAPÍTULO 22

SEGURIDAD INDUSTRIAL Y ANÁLISIS DE RIESGOS EN PROCESAMIENTO DE HIDROCARBUROS.

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los fundamentos de seguridad de procesos en la industria de hidrocarburos.
- Aplicar metodologías modernas de análisis de riesgo.
- Identificar peligros en refinerías y plantas petroquímicas.
- Diseñar capas de protección independientes.
- Integrar sistemas instrumentados de seguridad.
- Evaluar desempeño y cultura de seguridad industrial.

La industria del petróleo y gas opera con:

- altas presiones,
- temperaturas extremas,
- materiales inflamables,
- sustancias tóxicas.

Por ello, la **seguridad de procesos** constituye un pilar fundamental de la ingeniería química moderna.

El objetivo principal no es solo proteger al personal, sino prevenir eventos

mayores como:

- incendios,
- explosiones,
- liberaciones tóxicas,
- pérdidas catastróficas de contención.

La pirámide de la seguridad es como sigue:

1. Accidentes mayores
2. Accidentes menores
3. Incidentes
4. Condiciones inseguras

22.1 INTRODUCCIÓN Y MARCO REGULATORIO

La seguridad de procesos constituye un pilar importante en la industria del petróleo, gas y petroquímica debido al manejo de grandes inventarios de sustancias inflamables, tóxicas y energéticamente intensivas. A lo largo de la historia industrial, accidentes mayores han demostrado la necesidad de implementar marcos regulatorios y metodologías sistemáticas orientadas a prevenir eventos catastróficos. Normativas internacionales y estándares industriales establecen lineamientos para identificar peligros, evaluar riesgos y garantizar operaciones seguras durante todo el ciclo de vida de las instalaciones.

La seguridad de procesos se basa en la identificación, evaluación y control de riesgos asociados a sustancias peligrosas y operaciones industriales (Crowl & Louvar, 2011; Center for Chemical Process Safety, 2011).

22.1.1 Contexto y relevancia para ingenieros químicos

El ingeniero químico es responsable directo del diseño seguro de procesos. La seguridad debe integrarse desde la etapa conceptual del proyecto y no añadirse

posteriormente.

Los ingenieros químicos en la industria de hidrocarburos deben diseñar, operar y optimizar procesos que manejan materiales:

- **Inflamables:** Hidrocarburos con puntos de inflamación $< 38^{\circ}\text{C}$ (gasolinas, naftas, LPG)
- **Tóxicos:** H_2S ($\text{LC}_{50} \approx 800$ ppm), benceno (carcinógeno), aminas
- **A alta presión:** Hasta 200 bar en hidrocraqueo, 1000 bar en gasoductos
- **A alta temperatura:** $400\text{-}500^{\circ}\text{C}$ en hornos de reformación

La seguridad no es un añadido: es una **variable de diseño** tan importante como el rendimiento o la economía.

22.1.2 Evolución histórica de la seguridad de procesos

Eventos industriales transformaron la disciplina:

- Flixborough (1974),
- Seveso (1976),
- Bhopal (1984),
- Texas City (2005).

Estos accidentes impulsaron el desarrollo de metodologías sistemáticas de análisis de riesgos.

Década	Enfoque principal	Incidente catalizador	Respuesta regulatoria
1950-60	Seguridad personal (EPI)	Múltiples fatigas	OSHA 1970 (EE.UU.)
1970-80	Ingeniería de seguridad	Flixborough (1974), Seveso (1976)	Directiva Seveso I (1982)
1980-90	Gestión de sistemas	Bhopal (1984), Piper Alpha (1988)	OSHA PSM (1992), CCPS fundado
1990-2000	Cultura de seguridad	Texas City (2005)	CSB investigaciones, API RP 754

2000-presente	Resiliencia, anticipación	Macondo (2010), T2 (2009)	Nuevo enfoque en "safety cases"
----------------------	---------------------------	---------------------------	---------------------------------

22.1.3 Marco regulatorio aplicable

Principales estándares:

- OSHA Process Safety Management (PSM)
- IEC 61511 — Functional Safety
- API RP 750 y API RP 754
- CCPS Guidelines for Process Safety
- Directiva Seveso III (Europa)

Estándares internacionales:

Norma	Alcance	Aplicación en capítulo
OSHA 29 CFR 1910.119	Process Safety Management (PSM)	14 elementos obligatorios en EE.UU.
API RP 754	Indicadores de desempeño de proceso (KPIs)	Tier 1-4 eventos, métricas de proceso
API RP 750	Sistema de gestión de seguridad (SMS)	Integración HSE
API RP 761	Evaluación de riesgos (RAGAGEP)	Herramientas de análisis
NFPA 30	Líquidos combustibles	Diseño de tanques, separaciones
NFPA 70	Instalaciones eléctricas	Clasificación de áreas
API Std 520/521	Sistemas de alivio de presión	Diseño de PSVs, flare systems
ISO 45001	Sistemas de gestión de seguridad	Marco general (no específico)

Regulación específica Perú:

- **DS N° 005-2012-EM:** Reglamento de Seguridad para Instalaciones de Hidrocarburos
- **NTP 111.002:** Especificaciones de calidad para gas natural comercial (referencia H₂S)
- **OSINERGMIN:** Supervisión de instalaciones de refinación

Jerarquía normativa de seguridad funcional (ISA, 2023):

1. IEC 61508 (2010): Seguridad funcional — estándar genérico

- Base para TODOS los estándares de sector
- Aplica a E/E/PE (electrical/electronic/programmable electronic)
- Define SIL 1–4 conceptualmente

2. IEC 61511 (2016, Ed. 2): Seguridad funcional — Industria de proceso

- Implementación de IEC 61508 para O&G, química, refinación
- Ciclo de vida SIS: concepto → diseño → instalación → operación
- SIL 1–3 aplicable en proceso (SIL 4 raramente en O&G)

3. API RP 754 (2016): KPIs de seguridad de proceso

- Tier 1–4 para medir desempeño de process safety
- Tier 1: incidentes más severos (LOPC significativo)

4. OSHA PSM (29 CFR 1910.119): EE.UU.

5. COMAH (UK): Control of Major Accident Hazards

6. Norma Técnica Peruana (NTP 399.010, Osinergmin): aplicable a GN

Enlace regulatorio peruano: D.S. 043-2007-EM y D.S. 032-2004-EM (reglamentos de seguridad en hidrocarburos)

22.2 FUNDAMENTOS DE ANÁLISIS DE RIESGO

El análisis de riesgo permite evaluar la probabilidad y consecuencias de eventos no deseados dentro de un sistema industrial. Este enfoque combina técnicas de ingeniería, estadística y gestión operacional para estimar niveles de riesgo aceptables y definir medidas de mitigación. La identificación temprana de escenarios peligrosos constituye la base para el diseño seguro de procesos químicos y energéticos.

22.2.1 Definiciones esenciales

Peligro: fuente potencial de daño.

Riesgo: combinación de probabilidad y consecuencia.

Riesgo = Frecuencia $\times$ Consecuencia.

Término	Definición ISO 17776	Ejemplo en refinación
Peligro (Hazard)	Fuente potencial de daño	H ₂ S en planta de aminas, presión en reactor de hidrocrackeo
Riesgo (Risk)	Probabilidad $\times$ consecuencia	Fuga de H ₂ S con 10% probabilidad de fatalidad = 10^{-2} muertes/año
Escenario	Secuencia de eventos desde causa hasta consecuencia	Corrosión $\rightarrow$ fuga $\rightarrow$ ignición $\rightarrow$ incendio pool $\rightarrow$ daño térmico
Salvaguarda (Safeguard)	Medida para prevenir/mitigar	Sistema de detección de gas, válvulas de emergencia

22.2.2 Matriz de riesgo típica para hidrocarburos

Clasificación basada en: frecuencia de ocurrencia, severidad de impacto. Permite priorizar acciones de mitigación.

Probabilidad \ Consecuencia	Negligible (1)	Menor (2)	Moderada (3)	Mayor (4)	Severa (5)
Frecuente (A)	M	H	H	A	A
Probable (B)	L	M	H	H	A
Ocasional (C)	L	M	M	H	H
Remota (D)	V	L	M	M	H
Improbable (E)	V	V	L	M	M

Leyenda: V=Bajo (aceptable), L=Bajo (monitorear), M=Moderado (ALARP), H=Alto (reducir), A=Alto (intolerable)

Umbral típicos de aceptabilidad:

- Riesgo individual: $< 10^{-4}$ muertes/persona-año (trabajador)
- Riesgo societal: curva F-N con punto de ancla F=10, N=1 a 10^{-2} /año

22.3 MÉTODOS DE IDENTIFICACIÓN DE PELIGROS (HAZID)

HAZID identifica peligros en etapas tempranas del proyecto.

El estudio HAZID (*Hazard Identification*) representa una evaluación preliminar destinada a reconocer peligros potenciales durante etapas tempranas del diseño del proceso. Mediante sesiones multidisciplinarias se analizan desviaciones operacionales, condiciones ambientales y posibles fuentes de riesgo, permitiendo establecer acciones preventivas antes de avanzar hacia análisis más detallados.

22.3.1 Checklist de peligros en unidades de refinación

Ejemplos: pérdida de contención, sobrepresión, reacción fuera de control, formación de atmósferas explosivas, exposición a H₂S.

Unidad	Peligros principales	Escenarios típicos
Destilación atmosférica	Incendio por derrame, explosión de vapor, quemaduras	Fuga en bridas, sobrellenado de tanques, falla de rehervidor
FCC	Explosión por coque en regenerador, rotura de riser, exposición a catalizador caliente	Defluidización, mala mezcla aire/combustible, erosión
Hidrocraqueo	Ruptura por fatiga cíclica, explosión de hidrógeno, fuego jet	Falla de materiales por HIC/SSC, autoignición de fuga de H ₂
Alquilación (H₂SO₄)	Derrame de ácido, reacción violenta con agua, nube tóxica	Falla de contención, entrada de agua al reactor
Plantas de aminas	Liberación de H ₂ S, corrosión bajo depósito, fatiga térmica	Foam-out, concentración de H ₂ S en regenerador
Almacenamiento	Incendio pool, explosión BLEVE, derrame a suelo	Sobrellenado, falla de techo flotante, ignición por rayo

22.3.2 Análisis What-If/Checklist

Metodología basada en preguntas: ¿Qué pasa si falla la bomba? ¿Qué pasa si aumenta la temperatura? ¿Qué pasa si se pierde refrigeración? Permite detectar desviaciones operativas críticas.

Metodología simple para revisiones preliminares:

Pregunta What-If	Respuesta	Acción requerida
¿Qué pasa si falla la alimentación de crudo?	Perdida de nivel en torre, posible cavitación de bombas	Interlock de bajo flujo, bypass automático
¿Qué pasa si hay tormenta eléctrica?	Parada de servicios auxiliares, riesgo de incendio	Sistema UPS, parada segura automatizada
¿Qué pasa si el operador	Carga incorrecta, posible	Válvulas con bloqueo

abre la válvula equivocada?	sobrellenado	(LOTO), procedimientos verificados
-----------------------------	--------------	------------------------------------

22.4 ANÁLISIS HAZOP (HAZARD AND OPERABILITY STUDY)

El HAZOP es la herramienta central de seguridad de procesos.

El método HAZOP (*Hazard and Operability Study*) constituye una de las herramientas más utilizadas en seguridad de procesos. Basado en el análisis sistemático de desviaciones operacionales mediante palabras guía, el HAZOP examina cómo variaciones en variables de proceso pueden generar condiciones inseguras o pérdidas operacionales. Este estudio se aplica comúnmente a diagramas P&ID para evaluar la operabilidad y seguridad del sistema.

22.4.1 Fundamentos de la metodología

El HAZOP (Hazard and Operability Study) es una técnica estructurada de identificación de peligros basada en el análisis sistemático de desviaciones de las condiciones de diseño mediante el uso de palabras guía (guide words). El método fue desarrollado por ICI (Imperial Chemical Industries) en la década de 1960 y posteriormente estandarizado por la norma IEC 61882.

El procedimiento general de un estudio HAZOP comprende los siguientes pasos: (1) definición del nodo de estudio, que corresponde a una sección del proceso con condiciones de diseño claramente especificadas; (2) identificación de parámetros de proceso relevantes (flujo, temperatura, presión, nivel, composición); (3) aplicación de palabras guía (NO, MÁS, MENOS, PARTE DE, ADEMÁS DE, OTRO QUE, INVERSO) combinadas con cada parámetro para generar desviaciones potenciales; (4) evaluación de causas posibles, consecuencias y salvaguardas existentes; y (5) emisión de recomendaciones de acción cuando el riesgo residual es inaceptable.

El HAZOP es especialmente adecuado para instalaciones de proceso continuo como refinerías de petróleo, plantas de gas natural y unidades petroquímicas, donde la interacción entre parámetros operativos puede originar escenarios de peligro complejos.

El HAZOP es la técnica sistemática más utilizada para identificar desviaciones de operación en plantas de procesos químicos.

Principio: Palabra guía (Guide Word) + Parámetro de proceso = Desviación

Palabra guía	Significado	Ejemplo aplicado a "Flujo"
NO (NONE)	Completa negación	No hay flujo (parada de bomba)
MENOS (LESS)	Cuantitativa disminución	Flujo bajo (50% de diseño)
MÁS (MORE)	Cuantitativo aumento	Flujo alto (sobrebombeo)
PARTE DE (PART OF)	Cualitativa disminución	Flujo parcial (fuga interna)
TAMBIÉN (AS WELL AS)	Cualitativo aumento	Flujo + contaminante (agua en hidrocarburo)
INVERSO (REVERSE)	Lógica opuesta	Flujo inverso (backflow)
OTRO QUE (OTHER THAN)	Completa sustitución	Flujo de otro servicio (confusión de productos)

22.4.2 Parámetros de proceso en hidrocarburos

Flujo, presión, temperatura, nivel, composición, reacción.

Parámetro	Unidades típicas	Nodos críticos en refinación
Flujo	kg/h, bbl/d, Nm ³ /h	Tuberías de transferencia, bypasses
Presión	bar, mmHg, psig	Reactores, torres, recipientes a presión
Temperatura	°C	Hornos, rehervidores, exotérmicos
Nivel	%, m	Tanques, torres, separadores
Composición	% masa, % mol, ppm	Alimentaciones, productos, reciclos
Viscosidad	cP, cSt	Crudos pesados, residuos

22.4.3 Estructura de un estudio HAZOP

Elementos principales: nodo de estudio, palabra guía (más, menos, ninguno), desviación, causa, consecuencia, salvaguardas, recomendaciones.

Preparación:

1. División en nodos (típicamente 10-30 nodos para una unidad compleja)
2. Reunión de equipo multidisciplinario (operaciones, mantenimiento, ingeniería, HSE)
3. Disponibilidad de P&IDs actualizados y datos de proceso

Ejecución por nodo:

NODO: Línea de alimentación de crudo a torre de destilación (12"-P-101-A)

Límite: Desde válvula de bloqueo manual hasta plato de alimentación

Diseño: 200,000 bbl/d, 250°C, 15 bar

Guía + Parámetro	Desviación	Causas	Consecuencias	Salvaguardas
NO + Flujo	Sin flujo	• Parada de bomba • Baja NPSH • Válvula cerrada	• Pérdida de presión en horno de coking	• Interlock de bajo flujo • Bypass
MÁS + Temperatura	Temperatura alta descontrolada	• Falla del sistema de control • Problema en quemador	• Degradación térmica • Formación de coque • Ruptura de tubo	• High temperature trip • Bypass • Sistema de enfriamiento
TAMBIÉN + Composición	Agua en alimentación	• Condensación en tanque • Limpieza inadecuada	• Golpe de ariete • Despresurización violenta	• Deshidratador en cabeza de pozo • Análisis de composición

22.4.4 Ejemplo completo: HAZOP de reactor de alquilación con H₂SO₄

Desviación: temperatura alta.

Causa: pérdida de enfriamiento.

Consecuencia: reacción acelerada y liberación ácida.

Salvaguardas:

- control automático,
- parada de emergencia,
- sistema de neutralización.

Nodo	Guía+Parám.	Desviación	Causa	Consecuencia	Salvaguarda	Acción recomendada
Reactor	NO + Agitación	Sin mezcla	Falla del	Estratificación,	Switch de	Instalar

R-101			motor, rotura eje	reacción incompleta, acumulación de olefina	torque, alarma de vibración	monitor de potencia con Interlock
	MÁS + Presión	Sobrepresión	Bloqueo de salida, reacción runaway	Ruptura de reactor, derrame de ácido	PSV a scrubber de ácido, rupture disk	Verificar sizing de PSV para escenario runaway
	TAMBIÉN + Composición	Agua en alimentación	Falla deshidratadora Upstream	Reacción violenta H ₂ SO ₄ -H ₂ O, proyección de ácido	Analizador de agua con Interlock, separador previo	Redundancia en detección de agua
	MENOS + Temperatura	Temp. baja	Falla de control, invierno	Viscosidad alta, mala separación fases	Steam tracing, TI redundante	Validar diseño de tracing para - 5°C ambiente

Línea de Ácido Sulfúrico (H_2SO_4 95–98%)

Intención de diseño: Transporte de H_2SO_4 concentrado desde almacenamiento al reactor de alquilación a caudal controlado.

Nodo: Línea 6"-CS-AL-001, H_2SO_4 98%, 25°C, 5 bar

Nodo	Guía+Parám.	Desviación	Causa	Consecuencia	Salvaguarda	Acción recomendada
	Desviac.	Causa		Consecuencia	Salvaguarda	
	No Flow	Falla válvula FV-101		Bajo ratio ácido/HC	FAL-101 +	
	interlocks					
	More Flow	Falla FV-101 abierta		Exceso ácido, corrosión	FIC-101 en	
	cascada					
	High Temp	Fuga a proceso caliente		Exotermia, dilución, nube	TI en línea,	
	DIERS					
	Contam.	Agua en H_2SO_4		Dilución → corrosi., nube	Analizador agua	
	en línea					
	Leak	Falla brida o sello		Nube H_2SO_4 , quemaduras	Det gas, ESD,	

duchas

Nota crítica (AIChE CCPS): El H_2SO_4 concentrado no es inflamable, pero genera niebla corrosiva al contacto con humedad. El HAZOP debe incluir escenarios de contención secundaria y drenaje ácido.

22.5 ANÁLISIS DE RIESGO CUANTITATIVO (QRA)

El QRA evalúa riesgos mediante modelos probabilísticos.

El análisis de riesgo cuantitativo permite estimar matemáticamente la frecuencia y severidad de escenarios accidentales mediante modelos probabilísticos. El QRA integra información de liberaciones accidentales, dispersión de sustancias peligrosas, incendios y explosiones para evaluar impactos sobre personas, instalaciones y medio ambiente. Sus resultados apoyan decisiones de diseño, ubicación de equipos y planificación territorial.

22.5.1 Estimación de frecuencias

Fuentes de datos: bases históricas, tasas de falla, confiabilidad de equipos.

Fuentes de datos:

- OREDA (Offshore Reliability Data)
- CCPS (Center for Chemical Process Safety)
- API RBI (Risk-Based Inspection)
- Datos propios de la planta

Frecuencias típicas de falla de equipos:

Equipo	Modo de falla	Frecuencia (por año-equipos)	Notas
Válvula manual	Fuga externa	10^{-3}	Depende de mantenimiento
Válvula de control	Falla a abierta	10^{-2}	Incluye falla de aire
Bomba centrífuga	Fuga sello mecánico	10^{-1} a 10^{-2}	Variable con servicio
Vaso a presión	Ruptura catastrófica	10^{-6} a 10^{-7}	Diseño según código

Tubería (10m)	Fuga	10^{-4}	Fugas pequeñas predominan
Instrumento	Falla peligrosa	10^{-2}	Para SIL 1, mejora con redundancia

Factores de modificación:

- Corrosión/acidez: $\times 2-5$
- Ciclos térmicos: $\times 1.5-3$
- Mantenimiento deficiente: $\times 5-10$

22.5.2 Modelado de consecuencias

Modelos considerados: dispersión de gas, radiación térmica, sobrepresión por explosión, toxicidad.

Fuegos pool:

Parámetro	Ecuación/Fuente	Aplicación
Tasa de quemado	$\dot{m}''=0.001 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ (gasolina)	Cálculo de duración del incendio
Longitud de llama	$L=42D (\dot{m}''/\rho_a\sqrt{gD})^{0.61}$ Thomas	Zona de exclusión
Radiación térmica	$q''=\tau FE$	Dosis térmica a receptor

Explosiones (TNT equivalente):

$$W_{\text{TNT}} = \eta E_{\text{combustible}} / E_{\text{TNT}} = \eta m_{\text{fuel}} \cdot \Delta H_c / 4.52 \text{ MJ/kg}$$

Donde η = eficiencia de explosión (1-10% para deflagraciones, hasta 40% para detonaciones)

Nubes tóxicas (H_2S , modelos de dispersión):

Modelo de paso gaussiano para liberación continua:

$$C(x, y, z) = Q' / 2\pi\sigma_y\sigma_z u \exp(-y^2/2\sigma_y^2) [\exp(-(z-H)^2/2\sigma_z^2) + \exp(-(z+H)^2/2\sigma_z^2)]$$

Donde:

- Q' = tasa de emisión (kg/s)

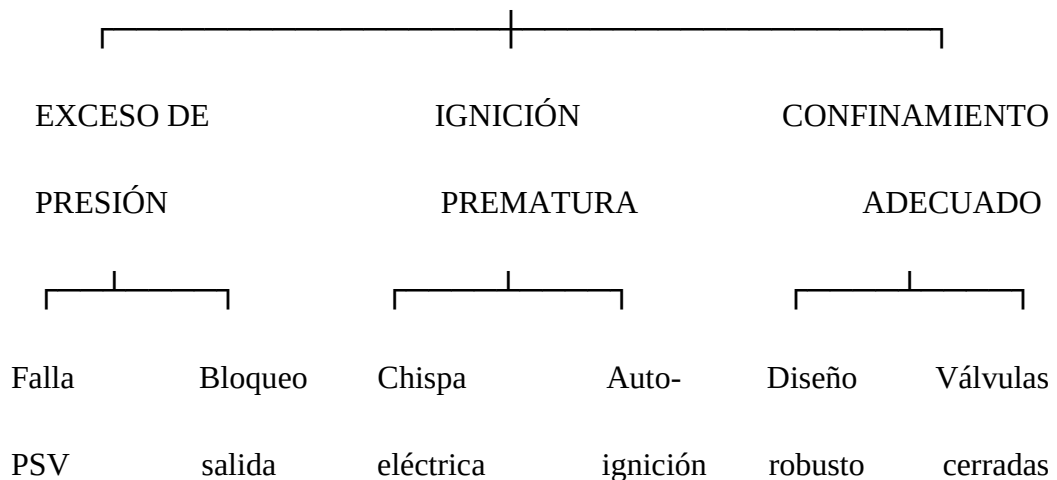
- σ_y, σ_z = coeficientes de dispersión (función de estabilidad atmosférica)
- u = velocidad del viento
- H = altura efectiva de liberación

22.5.3 Análisis de árbol de fallo (FTA)

El FTA identifica combinaciones de fallas que conducen a un evento mayor mediante lógica booleana.

Ejemplo: "Explosión en reactor de hidrocrackeo"

EXPLOSIÓN EN REACTOR



Probabilidades básicas combinadas con álgebra de Boole.

22.6 ANÁLISIS LOPA (LAYER OF PROTECTION ANALYSIS)

El análisis LOPA evalúa la suficiencia de capas independientes de protección (*Independent Protection Layers, IPL*) destinadas a prevenir o mitigar eventos peligrosos. Esta metodología intermedia entre HAZOP y QRA permite determinar si los sistemas existentes reducen el riesgo a niveles aceptables o si se requieren salvaguardas adicionales como sistemas instrumentados de seguridad.

22.6.1 Concepto de capas de protección independientes (IPL)

Ejemplos: control básico, alarmas, intervención del operador, válvulas de alivio, sistemas SIS.

PROCESO NORMAL (Diseño inherentemente seguro)
Proceso → Desviación → Peligro → Evento → Consecuencia
CAPA 1: Control BPCS (Basic Process Control System) (PID, DCS - 10^{-1} a 10^{-2} de falla)
CAPA 2: Alarmas operador + respuesta manual (10^{-1} a 10^{-2}, si respuesta < 10 min)
CAPA 3: SIS (Safety Instrumented System) - IPL (PFD según SIL: 10^{-1} a 10^{-5})
CAPA 4: Dispositivos físicos de alivio (PSV, rupture) (10^{-2} a 10^{-3} de falla en demanda)
CAPA 5: Contención post-evento (dique, sistema drenaje) (10^{-1} de falla - depende de mantenimiento)
CAPA 6: Respuesta de emergencia (bomberos, evacuación) (10^1 a 10^2 de no mitigación)
CAPA 6: Respuesta de emergencia (bomberos, evacuación) (10^1 a 10^2 de no mitigación)

Nota. Adaptada de Center for Chemical Process Safety (CCPS). (2015). Layer of protection analysis: Simplified process risk assessment (2nd ed.). American Institute of Chemical Engineers (AIChE).

22.6.2 Criterios para IPL válido

Debe ser: independiente, verificable, confiable, auditable.

Un IPL debe cumplir **todos** los criterios:

1. **Específico:** Diseñado para prevenir/mitigar el escenario
2. **Independiente:** No comparte componentes con otras capas
3. **Confiable:** Disponible en demanda con PFD demostrado
4. **Auditado:** Verificación y mantenimiento documentados

5. **Efectivo:** Reduce el riesgo al menos $10\times$ ($RRF \geq 10$)

22.6.3 Ejemplo LOPA: Sobrellenado de tanque de almacenamiento

Capas típicas:

1. control de nivel
2. alarma alta
3. parada automática
4. dique de contención.

Escenario: Sobrellenado de tanque de gasolina ($10,000 \text{ m}^3$) $\rightarrow$ derrame $\rightarrow$ incendio pool $\rightarrow$ daño térmico fatal a 50m

Frecuencia inicial (sin protección): $10^{-1}/\text{año}$ (falla de control de nivel)

Orden	IPL	Tipo	RRF (factor de reducción)	PFD	Frecuencia mitigada
1	Control de nivel BPCS	Control	10	10^{-1}	$10^{-2}/\text{año}$
2	Alarma alta nivel + respuesta operador	Procedimiento	10	10^{-1}	$10^{-3}/\text{año}$
3	SIS (SIL 2): parada bomba en LAHH	Interlock automático	100	10^{-2}	$10^{-5}/\text{año}$
4	Válvula de seguridad de tanque	Mecánico	N/A para sobrellenado	—	—

Requerimiento de mitigación: Si tolerable es $10^{-5}/\text{año}$ para evento fatal, SIL 2 es suficiente.

Si tolerable fuera $10^{-6}/\text{año}$: requeriría SIL 3 o IPL adicional (dique con volumen $\geq 110\%$ del tanque, RRF adicional 10).

22.7 SISTEMAS INSTRUMENTADOS DE SEGURIDAD (SIS)

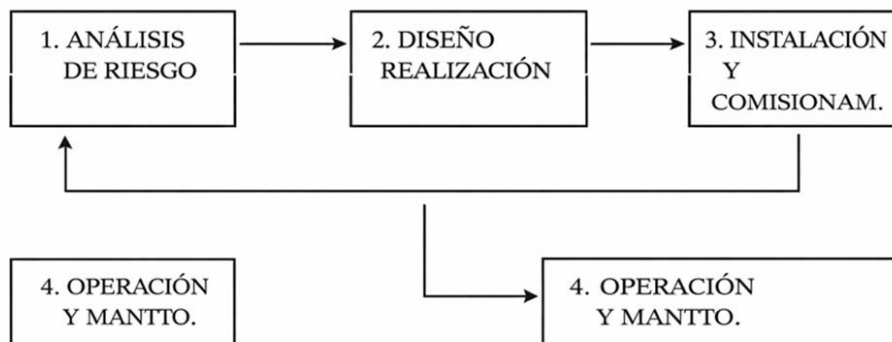
Los sistemas instrumentados de seguridad constituyen mecanismos automáticos

diseñados para llevar el proceso a un estado seguro cuando se detectan condiciones peligrosas. Basados en sensores, lógica de control y elementos finales de actuación, los SIS operan independientemente del sistema de control básico y se clasifican según niveles de integridad de seguridad (SIL), definidos por estándares internacionales.

22.7.1 Ciclo de vida según IEC 61511

Etapas:

- análisis de riesgo,
- especificación funcional,
- diseño,
- instalación,
- operación,
- mantenimiento,
- desmantelamiento.



Nota. Center for Chemical Process Safety (CCPS). (2011). Guidelines for risk-based process safety. American Institute of Chemical Engineers (AIChE).

22.7.2 Determinación de SIL (Safety Integrity Level)

Niveles:

- SIL 1 — reducción moderada de riesgo
- SIL 2 — reducción significativa
- SIL 3 — alta integridad
- SIL 4 — aplicaciones excepcionales.

SIL	PFD promedio	RRF	Arquitectura típica	Aplicación en Refining
1	$10^{-1} - 10^{-2}$	10-100	1oo1 (1 de 1)	Alarmas no críticas
2	$10^{-2} - 10^{-3}$	100-1000	1oo2 (1 de 2)	Paradas de bomba, cierre válvulas
3	$10^{-3} - 10^{-4}$	1000-10000	2oo3 (2 de 3)	Parada de reactor, apertura PSV pilot
4	$10^{-4} - 10^{-5}$	10000-100000	2oo4 + diagnóstico	Reactores nucleares, no típico en Refining

Fórmula PFD para sistema kooon (k de n):

$$PFD_{sistema} = (n \text{ de } n-k+1) \cdot (\lambda_{DU} \cdot TI)^{n-k+1} + \lambda_{DD} \cdot MTTR$$

Donde:

- λ_{DU} = tasa de falla peligrosa no detectada
- λ_{DD} = tasa de falla peligrosa detectada
- TI = tiempo de prueba (proof test interval)
- $MTTR$ = tiempo medio de reparación

22.7.3 Ejemplo de diseño SIS: Parada de reactor FCC por temperatura alta

Elementos:

Sensor → Lógica → Elemento final.

Acción:

Cierre automático de alimentación y activación de enfriamiento.

Variable: Temperatura de regenerador (TR-101) **Set point de alarma:** 750°C
Set point de trip: 800°C **SIL requerido:** SIL 2 (RRF = 100)

Arquitectura propuesta: 2oo3 (2 de 3) con transmisores independientes

Componente	Configuración	PFD contribución
3 sensores RTD (A, B, C)	2oo3 votación	10^{-4} cada uno, combinado $\sim 10^{-6}$
Logic solver (PLC safety)	1oo1 con diagnóstico 90%	10^{-3}
Válvula de corte de aire (FO)	1oo1 con solenoide doble	10^{-3}
Sistema total		$\sim 2 \times 10^{-3}$ (SIL 2)

22.8 DISEÑO INHERENTEMENTE SEGURO

La filosofía moderna prioriza eliminar el peligro antes que controlarlo.

El diseño inherentemente seguro busca eliminar peligros desde la etapa conceptual del proceso en lugar de controlarlos posteriormente. Estrategias como minimización de inventarios peligrosos, sustitución de sustancias, moderación de condiciones operativas y simplificación del diseño reducen significativamente el riesgo global del sistema industrial.

22.8.1 Principios de sustitución y minimización

Reducir inventarios peligrosos, operar a menor presión, sustituir sustancias tóxicas.

Estrategia	Aplicación en procesos de hidrocarburos	Ejemplo específico
Sustituir	Reemplazar material peligroso por menos peligroso	Alquilación con $H_2SO_4 \rightarrow$ alquilación con catalizador sólido (AlkyClean™)
Minimizar	Reducir inventario de materiales peligrosos	Reactor intensificado, tanques just-in-time
Moderar	Condiciones menos severas	Reacción a presión menor usando catalizador más activo
Simplificar	Eliminar complejidad innecesaria	Menos equipos en serie, menos válvulas
Contención pasiva	Diseño que no depende de sistemas activos	Dique de contención, doble pared en tuberías críticas

22.8.2 Índices de seguridad inherente

Herramientas de evaluación: Dow Fire & Explosion Index, Inherent Safety Index.

Dow Fire & Explosion Index (F&EI):

$F\&EI = \text{Factor de material} \times (\text{Factor general de proceso} + \text{Factor especial de proceso})$

Clasificación de riesgo:

- 1-60: Ligero
- 61-96: Moderado
- 97-127: Intermedio
- 128-158: Pesado
- >159: Severo

Índice de toxicidad (TI): $TI = \text{Inventario tóxico (kg)} / LC_{50} \text{ o IDLH (mg/m}^3\text{)}$

22.9 GESTIÓN DE CAMBIOS Y OPERACIÓN SEGURA

La gestión de cambios (*Management of Change, MOC*) garantiza que modificaciones técnicas, operacionales u organizacionales sean evaluadas sistemáticamente antes de su implementación. Muchas fallas industriales han ocurrido debido a cambios no controlados; por ello, el MOC constituye un elemento esencial dentro de los sistemas modernos de seguridad de procesos.

22.9.1 Proceso de gestión de cambio (MOC)

Toda modificación debe evaluar: impacto técnico, impacto operacional, impacto en seguridad.

Cuando se requiere MOC formal:

Tipo de cambio	Ejemplo	Evaluación requerida
Tecnológico	Nueva alimentación a unidad,	HAZOP, revisión P&ID,

	cambio de catalizador	actualización SIS
Físico	Modificación de piping, nuevo equipo	Análisis de esfuerzos, revisión de relieve
Procedimental	Nuevo método de arranque, cambio de secuencia	Análisis de tarea (JSA), entrenamiento
Organizacional	Cambio de turno, reducción de personal	Análisis de carga de trabajo, competencias

Elementos del MOC:

1. Descripción del cambio
2. Justificación técnica/económica
3. Evaluación de riesgo (HAZOP, LOPA, What-If)
4. Aprobaciones (ingeniería, operaciones, mantenimiento, HSE)
5. Actualización de documentación (P&IDs, procedimientos, PSSR)
6. Pre-Startup Safety Review (PSSR)

22.9.2 Permiso de trabajo en caliente (Hot Work Permit)

Requisitos: aislamiento del área, monitoreo de gases, brigada contra incendios disponible.

Checklist Pre-trabajo en caliente:

- ☐ Análisis de atmósfera: < 10% LIE (Límite Inferior de Explosividad)
- ☐ Monitoreo continuo de gas combustible durante trabajo
- ☐ Extintores 30 kg polvo químico seco a 10 m
- ☐ Vigía de fuego designado y entrenado
- ☐ Rociadores/linterna de agua en standby
- ☐ Válvulas de aislamiento verificadas cerradas y bloqueadas
- ☐ Drenajes cubiertos, derrames potenciales controlados

- Notificación a brigada de emergencia
- Permiso validado por supervisor de área y HSE
- Tiempo máximo de validez: 8 horas (renovable con re-inspección)

22.10 RESPUESTA A EMERGENCIAS

Los planes de respuesta a emergencias establecen procedimientos coordinados para actuar frente a incendios, explosiones, fugas tóxicas o fallas mayores. Incluyen sistemas de detección, evacuación, comunicación y coordinación con autoridades externas, permitiendo reducir consecuencias humanas y ambientales durante eventos críticos.

22.10.1 Sistemas de mitigación pasiva y activa

Pasivos: diques, muros cortafuego, distancias de seguridad.

Activos: rociadores, sistemas de espuma, detección automática.

Sistema	Función	Diseño típico en Refining
Diques de contención	Contener derrame de tanques	Volumen = 110% del tanque más grande
Muros de fuego	Proteger radiación térmica	Altura 7-15 m, concreto refractario
Sistemas de drenaje cerrado	Evitar propagación de líquidos inflamables	Sumps con separadores de aceite/agua
Blindajes estructurales	Protección de equipos críticos	API 2218 para estructuras contra incendio

Activos (requieren detección y acción):

Sistema	Disparo	Tiempo de respuesta	Aplicación
Sistema fijo de espuma	Detector de flama + manual	2-5 min	Tanques de crudo, área de tanques
Sistema de agua rociada (sprinkler)	Fusible térmico o detector	1-3 min	Áreas de bombeo, warehouses
Sistema de dilución con vapor	Detector de gas H ₂ S	< 1 min	Plantas de aminas, tratamiento de gas
Sistema de supresión de explosión	Detector de presión (rate-of-rise)	< 100 ms	Silos de catalizador, molinos de carbón

22.10.2 Modelo de emergencia: Escalada y roles

Estructura típica:

Operador → Supervisor → Centro de emergencia → Autoridades externas.

NIVEL 1: Incidente local (brigada de planta)

- └─ Fuga controlada, incendio pequeño (< 5 min extinción)
- └─ Jefe de turno activa brigada, notifica central

NIVEL 2: Emergencia de planta (brigada industrial)

- └─ Incendio importante, liberación tóxica contenida
- └─ Activación ERD (Emergency Response Director)
- └─ Notificación autoridades externas (bomberos, hospital)

NIVEL 3: Emergencia de sitio (respuesta comunitaria)

- └─ Explosión, incendio incontrolado, liberación offsite
- └─ Activación COMA (Comité de Emergencias Municipal)
- └─ Evacuación de población en zona de impacto

22.11 INDICADORES DE DESEMPEÑO DE PROCESO (KPIS)

Los indicadores de desempeño permiten monitorear continuamente la efectividad del sistema de gestión de seguridad. Estos indicadores incluyen métricas proactivas y reactivas relacionadas con incidentes, mantenimiento preventivo, confiabilidad operacional y cultura de seguridad, facilitando procesos de mejora continua.

22.11.1 Clasificación API RP 754 (cuatro tiers)

Tier	Definición	Ejemplo	Reporte
Tier 1	Pérdida de contención con consecuencia mayor (muerte, daño grave, >\$100k, evacuación)	Explosión reactor, fatalidad	Público anual, regulador
Tier 2	Pérdida de contención con consecuencia menor	Derrame contenido en dique, lesión recordable	Interno, anual
Tier 3	Desafío a salvaguarda (sin consecuencia)	Demanda de SIS, operación fuera de límites seguros	Mensual, tendencias
Tier 4	Deficiencias de sistema operativo (casi fallas)	Falla de instrumento no detectada, válvula bypassada	Departamental, acción correctiva

Tier 1: eventos mayores. Tier 2: pérdidas menores de contención. Tier 3: desviaciones operacionales. Tier 4: indicadores preventivos.

22.11.2 Métricas de proceso para refinación

Frecuencia de fugas, activaciones SIS, incidentes por millón de horas trabajadas, confiabilidad operativa.

Métrica	Fórmula	Meta típica	Acción si se excede
Tasa de fugas (LI)	$(N^{\circ} \text{ fugas} > \text{reportable}) / (1000 \text{ equipos-año})$	< 0.5	Revisión programa inspección
Disponibilidad de SIS	$(\text{Tiempo disponible} / \text{Tiempo requerido}) \times 100$	> 99.9%	Análisis de fallas, mejora de diagnóstico
Bypass de instrumentos	$\text{Horas-equipos con bypass} / \text{Horas-equipos totales}$	< 0.1%	Gestión de cambio para cada bypass
Demandas de SIS	$N^{\circ} \text{ eventos/año que activan SIS}$	> 1 (demuestra uso)	Si = 0, posible inhabilitación
Cumplimiento PSSR	$\text{PSSR completados antes de arranque} / \text{Total}$	100%	Retrasar arranque si incompleto

22.12 CASOS DE ESTUDIO

Explosión de unidad FCC, liberación de H₂S en planta de gas, incendio en tanque atmosférico.

Análisis enfocado en:

causas raíz → fallas organizacionales → lecciones aprendidas.

El análisis de accidentes históricos proporciona lecciones fundamentales para la ingeniería moderna. El estudio de eventos reales permite comprender cómo fallas técnicas, humanas y organizacionales interactúan, reforzando la importancia de la seguridad como componente integral del diseño y operación industrial.

22.12.1: Caso Análisis de la explosión de Texas City (2005)

Contexto: Refinería BP, isomerización de refinato, start-up de torre de destilación después de mantenimiento.

Secuencia de eventos:

1. Splitter de Refinato operando con nivel de fondos desconocido (instrumento bloqueado/fuera de servicio)
2. Válvula de salida de fondos cerrada durante mantenimiento, no reabierta completamente
3. Nivel de líquido subió por encima del plato de alimentación (overflow)
4. Líquido entró al sistema de blowdown conectado a torre de destilación ligera
5. Blowdown drum lleno, líquido salió por venteo a atmósfera (no a flare)
6. Formación de nube de hidrocarburos, ignición por vehículo diesel en marcha
7. 15 muertes, >170 heridos

Deficiencias identificadas:

- MOC inadecuado (no evaluó riesgo de instrumento fuera de servicio)
- Cultura de "producción sobre seguridad"
- Sistema de blowdown obsoleto (diseño de 1950s)
- Falta de análisis de riesgo del procedimiento de start-up

Lecciones aplicables:

- Instrumentos críticos de nivel requieren redundancia (2003)
- Sistemas de alivio a atmósfera deben eliminarse o mitigarse (flare closed)
- Procedimientos de start-up requieren HAZOP específico

22.12.2: Caso Diseño de sistema de seguridad para planta de H₂S en Camisea

Escenario: Planta de tratamiento de gas natural con 2% H₂S, capacidad 500 MMSCFD

Identificación de escenarios críticos:

ID	Escenario	Frecuencia inicial	Consecuencia	IPLs identificados
SC-01	Ruptura de absorbedor de amina, liberación de gas rico en H ₂ S	10 ⁻⁴ /año	Fatalidad múltiple, evacuación zona 2 km	Dique de contención, sistema de detección de H ₂ S con SIS SIL 2, ESD de pozos, sistema de dispersión con agua
SC-02	Falla de regenerador de amina, H ₂ S en gas tratado	10 ⁻³ /año	No conformidad especificación, posible parada cliente	Analizador de H ₂ S en producto con interlock a quemador de venteo
SC-03	Derrame de amina durante mantenimiento	10 ⁻² /año	Quemaduras químicas, daño ambiental	Procedimientos de bloqueo y purga, EPI ácido

Diseño SIS para SC-01:

- 4 detectores de H₂S en perímetro de planta (2004 votación)
- Sil 2: PFD < 10⁻²
- Acción: Cierre ESD de alimentación de gas (< 1 min), apertura de quemador de venteo de emergencia, activación sistema de rociado

22.13 EJERCICIOS PROPUESTOS

Los ejercicios permiten aplicar metodologías de análisis de riesgo a escenarios

reales de procesos petroquímicos y energéticos, fortaleciendo la capacidad del lector para evaluar peligros y proponer medidas de mitigación.

Nivel 1: Aplicación directa.

22.13.1 Complete una tabla HAZOP para la desviación "MÁS + Presión" en el nodo "Reactor de hidrocrackeo". Identifique al menos 3 causas, consecuencias y salvaguardas.

22.13.2 Calcule el PFD de un sistema 1oo2 con $\lambda_{DU} = 10^{-6}/h$, TI = 1 año, para un componente. ¿Qué SIL alcanza?

Nivel 2: Análisis y síntesis

22.13.3 Para el escenario de sobrellenado de tanque del Ejemplo LOPA (Sección 22.6.3), calcule el SIL requerido si la tolerancia de riesgo es $10^{-6}/año$ y solo se dispone de BPCS + alarma operador como protecciones previas al SIS.

22.13.4 Diseñe un programa de pruebas funcionales (proof tests) para una válvula de corte de seguridad en servicio de H_2S alto. Defina frecuencia, método, criterio de aceptación y documentación requerida.

Nivel 3: Optimización y decisión

22.13.5 Una unidad de FCC requiere actualización de su sistema de detección de defluidización. Opciones:

- A: Sistema nuevo con SIL 2 (costo \$500k, $PFD=10^{-2}$)
- B: Sistema con SIL 3 (costo \$1.2M, $PFD=10^{-3}$)
- C: Duplicar sistema existente con diversidad (costo \$800k, $PFD=5 \times 10^{-3}$)

El escenario de defluidización tiene consecuencia de explosión con 10% de fatalidad. Frecuencia sin protección: $10^{-2}/año$. Tolera

CAPÍTULO 23

EL FUTURO DE LA INGENIERÍA DEL PETRÓLEO Y GAS

Objetivos del capítulo

Al finalizar este capítulo, el lector será capaz de:

- Comprender los fundamentos técnicos y económicos de las refinerías Net-Zero.
- Analizar el rol de la electrificación en procesos químicos intensivos en energía.
- Evaluar aplicaciones de gemelos digitales en operaciones de refinación.
- Identificar oportunidades de integración de inteligencia artificial en optimización de procesos.
- Describir la infraestructura y tecnologías para una economía del hidrógeno global.
- Diseñar estrategias de captura, utilización y almacenamiento de carbono (CCUS).
- Comprender la transición hacia sistemas integrados energía-química.

Aunque en este capítulo incidiremos sobre las tecnologías emergentes, es preciso indicar que las más importantes son las siguientes: captura de carbono, electrificación química, combustibles sintéticos, hidrógeno verde e inteligencia artificial en refinerías

23.1 INTRODUCCIÓN: LA TRANSICIÓN TECNOLÓGICA DEL SECTOR

La industria del petróleo y gas atraviesa una transformación estructural sin

precedentes. Durante más de un siglo, el desarrollo del sector se orientó hacia la maximización de la extracción y conversión de hidrocarburos. Sin embargo, los imperativos del cambio climático, la descarbonización energética y la circularidad económica están redefiniendo el propósito tecnológico de la ingeniería de procesos.

El futuro de la ingeniería petrolera no implica la desaparición de los hidrocarburos, sino su transformación. Los combustibles fósiles evolucionan de fuentes de energía primaria hacia materias primas químicas, vectores energéticos de bajo carbono y plataformas para servicios energéticos integrados. Esta transición requiere una reconfiguración profunda de las tecnologías de procesamiento, los modelos de negocio y las competencias de la ingeniería química.

Los pilares fundamentales de esta transformación incluyen:

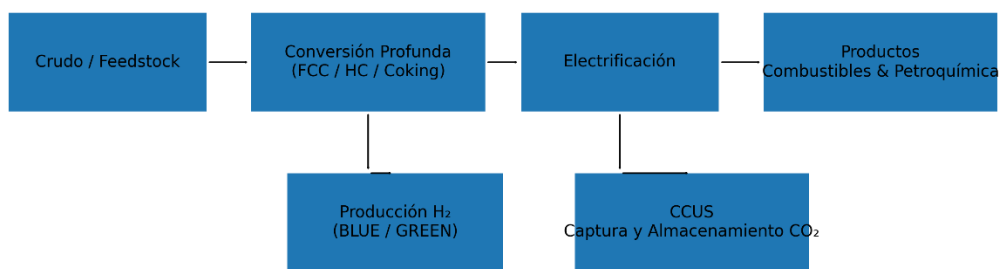
- **Descarbonización operacional:** Reducción de emisiones directas e indirectas en todas las etapas del valor.
- **Electrificación de procesos:** Sustitución progresiva de combustibles fósiles por electricidad renovable.
- **Digitalización avanzada:** Integración de inteligencia artificial, gemelos digitales y automatización cognitiva.
- **Economía del hidrógeno:** Producción, transporte y utilización de hidrógeno como vector energético limpio.
- **Captura y gestión de carbono:** Tecnologías de CCUS como habilitadoras de la neutralidad climática.
- **Integración sectorial:** Convergencia entre refinación, petroquímica, generación eléctrica y movilidad.

Este capítulo analiza cada uno de estos ejes tecnológicos, estableciendo las bases científicas y de ingeniería necesarias para comprender el futuro del sector en el contexto de la transición energética global.

23.2 REFINERÍAS NET-ZERO: CONCEPTO Y ARQUITECTURA

Una refinería Net-Zero es una instalación de procesamiento de hidrocarburos diseñada para operar con emisiones netas de gases de efecto invernadero iguales a cero, considerando tanto emisiones directas (Scope 1) como indirectas (Scope 2 y, parcialmente, Scope 3).

Figura 40 Refinería Net-Zero



Nota. Adaptado de IEA (2023), Net Zero Roadmap; Worrell et al. (2021).

23.2.1 Definición y alcance

El concepto de Net-Zero va más allá de la mera compensación de emisiones mediante créditos de carbono. Implica una reducción radical de las emisiones operativas mediante:

- Eficiencia energética extrema y recuperación de calor avanzada.
- Electrificación de equipos y procesos térmicos.
- Integración de energías renovables en el sitio.
- Captura de CO₂ en fuentes puntuales y difusas.
- Producción de productos de baja intensidad de carbono.

Las refinerías Net-Zero representan una evolución de las complejas refinerías de conversión profunda (coking, hidrocracking, FCC) hacia instalaciones flexibles capaces de procesar crudos convencionales, biomasa, residuos plásticos y CO₂ como feedstocks alternativos.

23.2.2 Arquitectura tecnológica

Tabla 39 Configuración típica de una refinería Net-Zero

Sistema	Función	Tecnologías clave
Unidades de proceso tradicional	Conversión de crudo	Destilación, FCC, hidrocracking con optimización energética
Electrificación térmica	Sustitución de combustibles fósiles	Calentadores eléctricos, hornos de arco, bombas de calor industriales
Generación renovable integrada	Abastecimiento eléctrico limpio	Solar fotovoltaica, eólica, almacenamiento (baterías, hidrógeno)
Captura de CO₂	Eliminación de emisiones	Absorción química (MEA, CES), adsorción, membranas, calcinación oxi-combustión
Producción de hidrógeno bajo carbono	Abastecimiento de H ₂ para hidroprosos	Electrólisis (PEM, SOEC), reformación con captura (SMR-CCS)
Bio/Co-procesamiento	Feedstocks circulares	Co-procesamiento de aceites vegetales, residuos plásticos, biomasa
Síntesis de combustibles	Producción de e-fuels	FT, metanol, gasolina sintética a partir de H ₂ + CO ₂

Nota. Adaptado de arquitecturas de refinerías Net-Zero descritas por IEA (2023), Net Zero Roadmap: A Global Pathway to Keep the 1.5°C Goal in Reach; y Worrell et al. (2021), "Carbon capture in the refining sector", Progress in Energy and Combustion Science, 85, 100907.

23.2.3 Balance energético y de carbono

El diseño de una refinería Net-Zero requiere un balance simultáneo de masa, energía y carbono. La metodología general incluye:

1. **Inventario de emisiones:** Cuantificación detallada de fuentes de CO₂, CH₄ y N₂O.
2. **Jerarquía de reducción:** Eliminación > Reducción > Sustitución > Captura > Compensación.
3. **Integración energética:** Análisis pinch extendido con consideración de carbono.
4. **Evaluación de tecnologías:** Screening de opciones de abatimiento por costo evitado de carbono.

Ejemplo 23.1: Una refinería de 200,000 bbl/d procesando crudo medio con 2.5% azufre genera típicamente 3-5 millones de toneladas de CO₂e/año. Una configuración Net-Zero requiere:

- Reducción del 40-50% mediante eficiencia y electrificación.
- Captura del 30-40% restante mediante CCUS.
- Offset del 10-20% mediante créditos de carbono de alta integridad o secuestro biológico.

Balance de carbono para refinería Net-Zero (IEA, 2023):

Emisiones totales = Emisiones Alcance 1 + 2 – Compensaciones

Donde compensaciones incluyen:

- + CCS capturado ($\geq 90\%$ de emisiones en stacks)
- + Energía renovable autoabastecida (Alcance 2 = 0)
- + Compensaciones de carbono verificadas (Alcance 3, opcional)

Ejemplo numérico (refinería 200,000 bbl/d):

Emisiones A1: 1,500,000 t CO₂/año (sin CCS)

Objetivo Net-Zero: 0 t CO₂/año neto

CCS requerido: 1,200,000 t CO₂/año (captura 80%)

Renovables + offset: 300,000 t CO₂/año

Costos típicos de abatimiento (CCUS, IEA 2022):

Captura post-combustión : 50–100 USD/t CO₂

Captura pre-combustión: 25–60 USD/t CO₂

Almacenamiento geológico: 15–25 USD/t CO₂

Costo total CCUS: 65–130 USD/t CO₂

Punto de paridad con precio de carbono EU-ETS 2023: ~85 EUR/t CO₂

23.3 ELECTRIFICACIÓN QUÍMICA: FUNDAMENTOS Y APLICACIONES

La electrificación de procesos químicos intensivos en energía representa una de las transformaciones más significativas de la ingeniería de procesos. La sustitución de combustión térmica por calentamiento eléctrico permite eliminar emisiones directas y aprovechar electricidad renovable.

23.3.1 Principios termodinámicos

La electrificación química se fundamenta en la conversión directa de energía eléctrica en energía térmica o química mediante:

- **Resistencia eléctrica:** Conversión de corriente en calor mediante efecto Joule ($Q = I^2Rt$).
- **Inducción electromagnética:** Calentamiento por corrientes de Foucault en materiales conductores.
- **Descarga de arco:** Temperaturas extremas (>3000°C) mediante ionización de gas.
- **Electrólisis:** Conversión electroquímica con alta eficiencia termodinámica.

La eficiencia exergética de la electrificación frecuentemente supera a la combustión térmica, particularmente cuando la electricidad proviene de fuentes renovables de alta eficiencia de conversión.

23.3.2 Aplicaciones en refinación

Tabla 40 Aplicaciones de la electrificación en refinación

Proceso tradicional	Tecnología electrificada	Estado de desarrollo
Horno de calentamiento de crudo	Calentadores eléctricos de flujo (electric flow heaters)	Comercial

Reformer de vapor (SMR)	Electrólisis de agua (PEM, SOEC, AEC)	Pre-comercial a comercial
Calentamiento de reactores FCC	Calentamiento por inducción o resistencia	Piloto
Destilación atmosférica	Bombas de calor mecánicas o termoacústicas	Demostración
Producción de hidrógeno	Electrólisis de alta temperatura, cracking plasma	Investigación a piloto
Pirólisis de plásticos	Plasma térmico, arco eléctrico	Demostración

Nota. Adaptado de IRENA (2022), Innovation Outlook: Renewable Methanol; y Zimmerman et al. (2020), "Techno-economic assessment of CO₂ direct air capture plants", Journal of Cleaner Production, 224, 120766.

23.3.3 Desafíos técnicos

La electrificación industrial enfrenta desafíos significativos:

- **Escala de potencia:** Unidades de refinación requieren cientos de megawatts de capacidad eléctrica.
- **Fiabilidad de suministro:** Necesidad de redundancia y almacenamiento energético.
- **Costo de electricidad:** Competitividad frente a combustibles fósiles subsidiados.
- **Materiales de construcción:** Resistencia a altas temperaturas en atmósferas reductoras u oxidantes.
- **Integración de control:** Sistemas de control avanzado para respuesta rápida a variaciones de carga renovable.

23.4 GEMELOS DIGITALES (DIGITAL TWINS) EN REFINACIÓN

La implementación de gemelos digitales permite optimizar la operación de plantas mediante simulación en tiempo real y análisis predictivo (Deloitte, 2023; Gartner, 2022).

Un gemelo digital es una representación virtual dinámica de un activo físico, sistema o proceso, que utiliza datos en tiempo real, modelos matemáticos y simulación para replicar comportamiento, predecir desempeño y optimizar operaciones.

23.4.1 Arquitectura de gemelos digitales

La implementación de gemelos digitales en refinación comprende tres niveles de fidelidad:

1. **Gemelo descriptivo:** Modelo estático de diseño (CAD, P&ID, especificaciones).
2. **Gemelo predictivo:** Modelo dinámico con datos de operación (simulación de procesos, mantenimiento predictivo).
3. **Gemelo prescriptivo:** Modelo autónomo con capacidad de optimización y toma de decisiones (IA, control predictivo).

23.4.2 Aplicaciones industriales

Tabla 41 Aplicaciones industriales de los gemelos digitales

Aplicación	Funcionalidad	Beneficio cuantificado
Simulación de procesos en tiempo real	Replicación dinámica de unidades de proceso	Reducción 5-15% en consumo energético
Mantenimiento predictivo	Detección de anomalías, pronóstico de fallas	Reducción 20-40% en paradas no planificadas
Optimización de producción	Ajuste dinámico de setpoints	Incremento 2-5% en rendimiento de productos
Entrenamiento de operadores	Simulador de alta fidelidad	Reducción 50% en incidentes operativos
Diseño y commissioning virtual	Validación de modificaciones antes de implementación	Reducción 30% en tiempo de puesta en marcha

Nota. Adaptado de Gartner (2022), Market Guide for Digital Twins in Manufacturing; y Deloitte (2023), Digital Twins: The Art of the Possible in Product Development and Beyond.

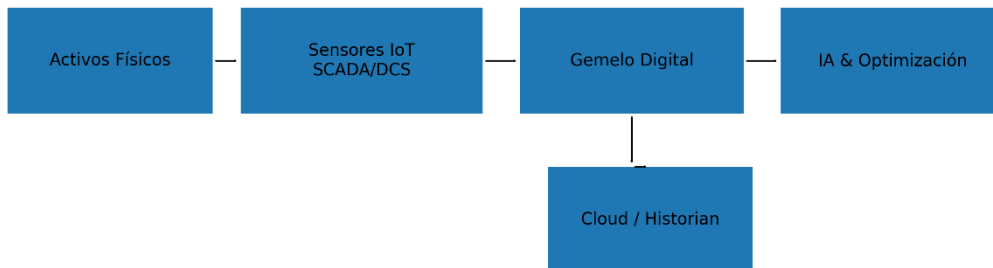
23.4.3 Integración con sistemas de información

Los gemelos digitales modernos se integran con:

- **Sistemas SCADA/DCS:** Datos de instrumentación en tiempo real.
- **Historiadores de datos:** Tendencias y análisis de desempeño histórico.
- **ERP y sistemas de gestión:** Información comercial y de mantenimiento.

- **Plataformas cloud:** Computación escalable para modelos complejos.
- **Edge computing:** Procesamiento local para latencia mínima.

Figura 41 Integración digital



Nota. Adaptado de Gartner (2022); Deloitte (2023).

23.5 INTELIGENCIA ARTIFICIAL EN REFINACIÓN

La inteligencia artificial (IA) está transformando la operación de refinerías desde la optimización local hasta la toma de decisiones estratégicas. Las aplicaciones abarcan machine learning, deep learning, procesamiento de lenguaje natural y sistemas autónomos.

23.5.1 Categorías de aplicación

Optimización de procesos

- Modelos de machine learning para predicción de propiedades de productos.
- Control predictivo basado en modelos neuronales (Neural MPC).
- Optimización de blending de crudos y productos con restricciones múltiples.

Mantenimiento y confiabilidad

- Análisis de vibraciones con deep learning.
- Inspección visual automatizada con computer vision.
- Predicción de corrosión y fouling.

Gestión energética

- Forecasting de demanda y precios de energía.
- Optimización de compra y venta de electricidad.
- Dispatch óptimo de cogeneración y almacenamiento.

Seguridad y ambiente

- Detección de fugas mediante análisis de imágenes térmicas.
- Predicción de emisiones y optimización de abatimiento.
- Gestión de respuesta a emergencias.

23.5.2 Casos de estudio industriales

Ejemplo 23.5.2.1: Una refinería europea implementó un sistema de optimización de blending de gasolina basado en reinforcement learning. El sistema ajusta automáticamente las proporciones de componentes (reformado, FCC, alquilato, etanol, aditivos) para maximizar el valor del producto mientras cumple especificaciones de octano, presión de vapor y contenido de oxígeno. Resultados: incremento del 0.8% en el valor del pool de gasolina, reducción del 15% en reblending.

Ejemplo 23.5.2.2: Plataforma de mantenimiento predictivo en complejo de procesamiento de gas natural. Sensores IoT en compresores, turbinas y columnas de absorción alimentan modelos de machine learning que detectan patrones precursores de falla. Implementación: reducción del 35% en paradas de mantenimiento correctivo, extensión del 20% en intervalos entre revisiones mayores.

23.5.3 Desafíos de implementación

- **Calidad y disponibilidad de datos:** Necesidad de datos limpios, etiquetados y representativos.
- **Interpretabilidad de modelos:** Requisito regulatorio de explicabilidad en decisiones críticas.

- **Integración con sistemas legacy:** Compatibilidad con DCS y sistemas de control existentes.
- **Ciberseguridad:** Protección de sistemas críticos conectados.
- **Cambio organizacional:** Capacitación y adopción por parte de operadores e ingenieros.

23.6 ECONOMÍA DEL HIDRÓGENO GLOBAL

El hidrógeno emerge como vector energético fundamental para la descarbonización de sectores difíciles de electrificar: industria pesada, transporte marítimo, aviación y procesos químicos de alta temperatura.

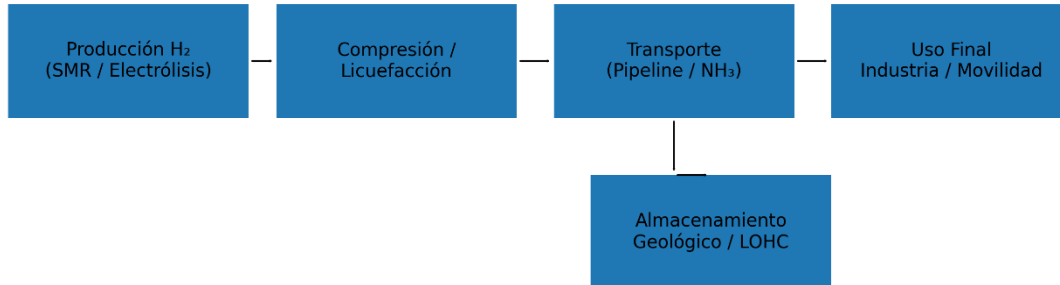
23.6.1 Tipología del hidrógeno por intensidad de carbono

Tabla 42 Tipo de hidrógeno por intensidad de carbono

Designación	Fuente de energía	Emisiones CO ₂ (kg/kg H ₂)	Estado tecnológico
Hidrógeno gris	Gas natural (SMR sin CCS)	9-12	Comercial
Hidrógeno azul	Gas natural (SMR + CCS)	1-3	Comercial emergente
Hidrógeno verde	Electrólisis con renovables	0-0.5	Pre-comercial
Hidrógeno rosa	Electrólisis con nuclear	0-0.5	Demostración
Hidrógeno turquesa	Pirólisis de metano	0 (carbono sólido)	Piloto
Hidrógeno blanco	Recursos geológicos naturales	0	Exploración

Nota. Adaptado de IEA (2023), Global Hydrogen Review 2023; y IRENA (2022), Green Hydrogen Cost Reduction: Scaling Up Electrolysers to Meet the 1.5°C Climate Goal.

Figura 42 Ecosistema del hidrógeno



Nota. Adaptado de IEA (2023); IRENA (2022).

23.6.2 Tecnologías de producción

Electrólisis de agua

- **PEM (Proton Exchange Membrane):** Operación flexible, alta pureza, respuesta rápida a variaciones de carga renovable.
- **Alcalina (AEC):** Tecnología madura, costo bajo, menor flexibilidad.
- **Óxido sólido de alta temperatura (SOEC):** Eficiencia térmica superior (>80% LHV), integración con fuentes de calor residual.

Reformación con captura (SMR-CCS / ATR-CCS)

- Transición tecnológica hacia hidrógeno azul como puente hacia el verde.
- Captura >90% de CO₂ en procesos de reformación.
- Costo competitivo en regiones con gas natural abundante y infraestructura de almacenamiento geológico.

23.6.3 Infraestructura de transporte y almacenamiento

Tabla 43 Infraestructura de transporte y almacenamiento

Vector	Densidad energética	Aplicación	Desafío técnico
H₂ gaseoso (350-700 bar)	0.5-1.3 kWh/L	Transporte corto, estación de servicio	Compresión, materiales de alta resistencia
H₂ líquido (-253°C)	2.4 kWh/L	Transporte marítimo internacional	Licuefacción energéticamente intensiva (30% de energía del H ₂)
Amoníaco (-33°C)	3.0 kWh/L	Transporte marítimo, fertilizantes	Descomposición catalítica para recuperar H ₂
LOHC (líquidos orgánicos)	1.5-2.0 kWh/L	Transporte terrestre, almacenamiento estacional	Carga/descarga catalítica, eficiencia térmica
Hidruros metálicos	1.0-1.5 kWh/L	Aplicaciones estacionarias, movilidad	Peso del material de almacenamiento, cinética de carga

Nota. Adaptado de Dolan et al. (2020), "Current status of hydrogen production from nuclear power", Progress in Nuclear Energy, 127, 103423; y Ammonia Energy Association (2023), Ammonia: Zero-Carbon Fuel and Energy Carrier.

23.6.4 Hubs de hidrógeno y refinación integrada

Los hubs de hidrógeno representan clusters industriales donde la producción, distribución y utilización de hidrógeno se concentran geográficamente. Las refinerías son candidatos naturales para estos hubs debido a:

- Demanda existente de hidrógeno para hidroprocesos (hidrotratamiento, hidrocracking).
- Infraestructura de manejo de gases y seguridad industrial.
- Capacidad de co-procesamiento de biofeedstocks y residuos.
- Experiencia en operación de procesos de alta presión y temperatura.

23.7 CAPTURA, UTILIZACIÓN Y ALMACENAMIENTO DE CARBONO (CCUS)

El CCUS constituye una tecnología habilitadora crítica para la neutralidad de

carbono en industrias difíciles de abatir, incluyendo refinación, cemento, acero y generación eléctrica con combustibles fósiles.

23.7.1 Tecnologías de captura

Captura post-combustión

- Absorción química con aminas (MEA, MDEA, aminas estéricamente impedidas).
- Adsorción con sólidos (tamices moleculares, MOFs, carbón activado).
- Membranas de separación gas-gas.
- Criogénica y enfriamiento.

Captura pre-combustión

- Gasificación de feedstocks con captura de CO₂ en corriente de síntesis.
- Reformación con captura integrada (Blue H₂).

Captura oxi-combustión

- Combustión en atmósfera de oxígeno puro, generando flujo de CO₂ concentrado.
- Requiere unidad de separación de aire (ASU) de gran escala.

23.7.2 Utilización de CO₂ capturado

Tabla 44 Utilización del CO₂ capturado

Ruta de utilización	Producto	Mercado potencial	Estado de madurez
Síntesis de metanol	Metanol, derivados	Combustibles, químicos	Demostración a comercial
Fischer-Tropsch	Combustibles líquidos (e-fuels)	Aviación, marítimo	Demostración
Fermentación	Proteínas, biocombustibles	Alimentos, feed	Piloto a demostración
Carbonatación	Agregados de	Materiales de	Comercial

mineral	construcción	construcción	limitado
EOR (Enhanced Oil Recovery)	Petróleo incremental	Recuperación de yacimientos	Comercial
Síntesis de urea	Fertilizantes	Agricultura	Comercial

Nota. Adaptado de IEA (2023), CCUS in Clean Energy Transitions; y Global CCS Institute (2023), Global Status of CCS 2023.

23.7.3 Almacenamiento geológico

El almacenamiento permanente de CO₂ en formaciones geológicas profundas representa la opción de mayor escala para el secuestro de carbono:

- **Formaciones salinas profundas:** Capacidad global estimada >10,000 Gt CO₂.
- **Yacimientos de petróleo y gas agotados:** Co-beneficio de recuperación incremental (EOR/EGR).
- **Yacimientos de carbón no minable:** Adsorción en matriz carbonosa.
- **Basaltos:** Mineralización in situ mediante reacción con silicatos de calcio y magnesio.

Ejemplo 23.7.3.1: El proyecto Northern Lights en Noruega transportará CO₂ capturado de industrias europeas mediante buques especializados hacia instalaciones de almacenamiento offshore en el Mar del Norte, con capacidad inicial de 1.5 millones de toneladas/año y expansión planeada a 5 millones de toneladas/año.

23.8 INTEGRACIÓN ENERGÍA-QUÍMICA: HACIA BIORREFINERÍAS Y E-REFINERÍAS

La convergencia entre sistemas energéticos y procesos químicos representa la evolución final de la industria de refinación. Las instalaciones del futuro operarán como plataformas flexibles que transforman múltiples feedstocks en energía, materiales y productos químicos.

23.8.1 Biorrefinerías integradas

Las biorrefinerías procesan biomasa lignocelulósica, aceites vegetales, grasas residuales y residuos orgánicos mediante:

- **Hidrotratamiento de aceites:** Producción de combustibles renovables tipo HVO (Hydrotreated Vegetable Oil).
- **Co-procesamiento en FCC:** Conversión de bio-aceites junto con gasóleos convencionales.
- **Gasificación de biomasa:** Producción de syngas para FT, metanol o hidrógeno.
- **Pirólisis y liquefacción hidrotermal:** Producción de bio-aceites para upgrading.

23.8.2 E-refinerías: Síntesis de combustibles a partir de CO₂ y H₂

Las e-refinerías utilizan electricidad renovable, CO₂ capturado y agua para producir combustibles sintéticos carbono-neutral:

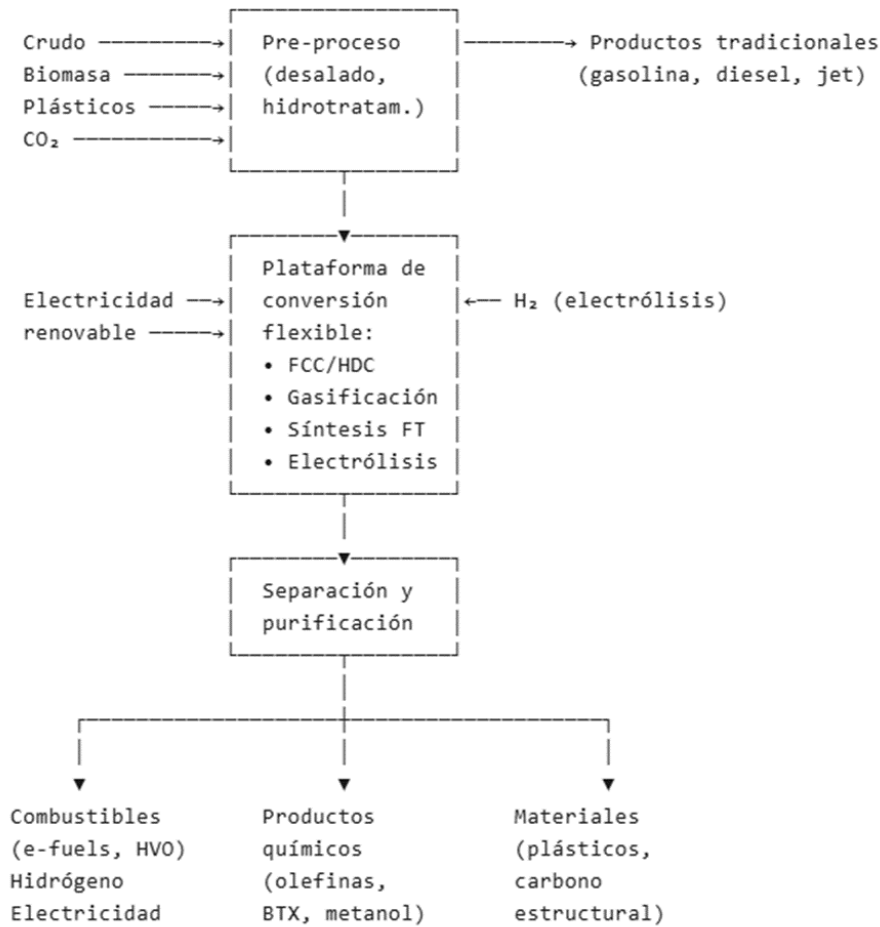
Power-to-Liquid (PtL)

- Electrólisis: $\text{H}_2\text{O} + \text{electricidad} \rightarrow \text{H}_2 + \frac{1}{2}\text{O}_2$
- Captura de CO₂: Fuente puntual o direct air capture (DAC)
- Síntesis FT o metanol: $\text{CO}_2 + 3\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$

Power-to-Gas (PtG)

- Metanación: $\text{CO}_2 + 4\text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$ (Sabatier)
- Inyección en red de gas natural o uso como combustible.

23.8.3 Esquema conceptual de refinería integrada del futuro



Nota. Adaptado de IEA (2021), The Role of Low-Carbon Fuels in the Clean Energy Transitions of the Power Sector; y de Jong et al. (2017), "Towards green refinery: Integration of oil refining and chemical production", Applied Energy, 206, 1081-1094.

23.9 SÍNTESIS INTEGRADA: LA INGENIERÍA DEL PETRÓLEO Y GAS HACIA 2050

La transformación energética global no implica la desaparición de la ingeniería del petróleo y gas, sino su evolución hacia un modelo tecnológicamente más complejo, digitalizado y ambientalmente responsable. A lo largo de este libro se ha desarrollado,

de manera progresiva, el conjunto de fundamentos científicos y herramientas ingenieriles que permiten comprender esta transición.

Los capítulos iniciales abordaron el origen geológico de los hidrocarburos, la

caracterización de crudos y la ingeniería de reservorios. Posteriormente, se analizaron los procesos de separación, conversión, catálisis, hidrocrackeo, reformación y petroquímica. Finalmente, se incorporaron sostenibilidad, transición energética, seguridad de procesos y digitalización avanzada. Esta secuencia no es accidental: refleja la evolución histórica y tecnológica de la industria.

Hacia 2050, la ingeniería del petróleo y gas se caracterizará por la integración simultánea de cinco dimensiones estratégicas:

1. Integración energía-química.

Las refinerías evolucionarán hacia complejos energéticos integrados donde la producción de combustibles, hidrógeno, petroquímicos y e-fuels coexistirá con generación eléctrica renovable y captura de carbono. La frontera entre refinería, planta petroquímica y centro energético tenderá a difuminarse.

2. Descarbonización estructural.

La reducción de emisiones dejará de ser una mejora incremental para convertirse en criterio central de diseño. Los balances de masa y energía incorporarán explícitamente el balance de carbono. La optimización ya no buscará únicamente rendimiento económico, sino intensidad de carbono mínima compatible con viabilidad técnica.

3. Electrificación y nuevos vectores energéticos.

La electrificación de procesos térmicos, la expansión del hidrógeno bajo carbono y la producción de combustibles sintéticos modificarán profundamente la arquitectura de las instalaciones industriales. El ingeniero deberá dominar no solo combustión y transferencia de calor, sino también electroquímica, integración de redes eléctricas y almacenamiento energético.

4. Digitalización y sistemas inteligentes.

Los gemelos digitales, la inteligencia artificial y el control predictivo avanzado transformarán la operación de plantas industriales. La toma de decisiones será cada vez más asistida por modelos dinámicos, análisis de datos en tiempo real y algoritmos de

optimización multivariable. El conocimiento clásico de operaciones unitarias se complementará con competencias en modelamiento computacional y ciencia de datos.

5. Seguridad y resiliencia sistémica.

En un entorno energético más interconectado y digitalizado, la seguridad de procesos y la ciberseguridad industrial serán pilares fundamentales. La gestión de riesgos deberá incorporar no solo escenarios físicos tradicionales, sino también vulnerabilidades digitales y riesgos climáticos extremos.

La industria del petróleo y gas enfrenta el desafío de evolucionar hacia sistemas más sostenibles, integrando eficiencia energética, reducción de emisiones y digitalización, en el marco de la transición energética global (International Energy Agency, 2023a; International Renewable Energy Agency, 2023).

Perfil del Ingeniero Energético 2050. Desde una perspectiva profesional, el ingeniero del sector energético hacia 2050 deberá poseer una formación transversal que integre:

- fundamentos sólidos de termodinámica y fenómenos de transporte,
- dominio de catálisis y reactores multifásicos,
- comprensión de economía energética y mercados de carbono,
- competencias en simulación, optimización y modelamiento dinámico,
- conocimiento de sostenibilidad, regulación ambiental y análisis de ciclo de vida.

La industria del petróleo y gas no desaparecerá; se reconfigurará como plataforma tecnológica para la producción de energía, materiales y vectores químicos en un contexto de neutralidad climática progresiva. Muchas de las soluciones necesarias para la transición —hidrógeno, captura de carbono, combustibles sintéticos, integración energética— derivan directamente de principios de ingeniería química desarrollados originalmente en la refinación.

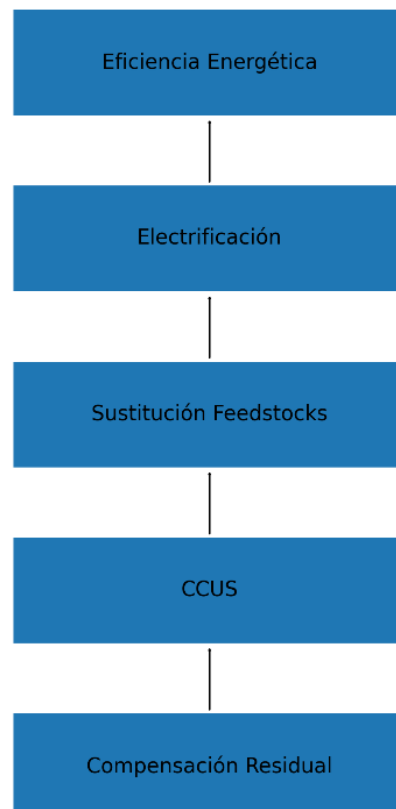
En este sentido, los procesos estudiados en este libro no pertenecen únicamente al

pasado industrial, sino que constituyen el núcleo tecnológico sobre el cual se construirá el sistema energético del futuro.

El desafío para la próxima generación de ingenieros no será elegir entre hidrocarburos y energías renovables, sino diseñar sistemas híbridos, eficientes y sostenibles que integren múltiples fuentes energéticas bajo criterios científicos rigurosos, responsabilidad ambiental y viabilidad económica.

Así, la ingeniería del petróleo y gas hacia 2050 se define no por el recurso que procesa, sino por la capacidad de transformar sistemas energéticos complejos en soluciones tecnológicas seguras, eficientes y compatibles con los límites ambientales del planeta.

Figura 43 Jerarquía de descarbonización.



Nota. Adaptado de IEA (2023); Global CCS Institute (2023).

23.10 EJERCICIOS

Ejercicio 23.10.1

Enunciado: Una refinería produce 100,000 Nm³/h de hidrógeno mediante SMR tradicional (eficiencia 75%, emisiones 9 kg CO₂/kg H₂). Calcule: a) Consumo de gas natural (LHV = 50 MJ/kg, densidad 0.8 kg/Nm³) b) Emisiones anuales de CO₂ c) Emisiones si se sustituye por electrólisis PEM con electricidad renovable (eficiencia 65% en base LHV)

Solución:

a) Consumo de gas natural

Energía necesaria para H₂:

- Poder calorífico H₂: 120 MJ/kg
- Producción: 100,000 Nm³/h × 0.089 kg/Nm³ = 8,900 kg/h H₂
- Energía térmica: 8,900 × 120 = 1,068,000 MJ/h = 296.7 MW

Con eficiencia SMR del 75%:

- Energía input: 1,068,000 / 0.75 = 1,424,000 MJ/h
- Flujo de gas natural: 1,424,000 / 50 = 28,480 kg/h = 35,600 Nm³/h

b) Emisiones anuales SMR

- Emisiones: 8,900 kg H₂/h × 9 kg CO₂/kg H₂ = 80,100 kg CO₂/h
- Anual: 80,100 × 8,760 = 701,676 t CO₂/año ≈ **0.70 Mt CO₂/año**

c) Emisiones con electrólisis PEM

- Eficiencia 65%: Energía eléctrica = 1,068,000 / 0.65 = 1,643,077 MJ/h = 456.4 MW
- Con electricidad renovable: **Emisiones operativas ≈ 0**

- Emisiones constructivas (LCA): $\sim 2\text{-}3 \text{ kg CO}_2/\text{kg H}_2$ dependiendo de la fuente renovable

Conclusión: La electrificación elimina emisiones operativas directas, aunque requiere $\sim 54\%$ más energía primaria debido a las conversiones intermedias.

Ejercicio 23.10.2

Una unidad de captura de CO_2 post-combustión con aminas trata $500,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ de gas de combustión con 12% CO_2 en volumen. La absorción alcanza 90% de captura y el solvente requiere 3.5 GJ/t CO_2 para regeneración.

Calcule: a) Flujo de CO_2 capturado (t/h) b) Consumo térmico de regeneración (MW) c) Costo de energía térmica si se usa gas natural a 5 USD/MMBTU

Ejercicio 23.10.3

Un gemelo digital de una columna de destilación utiliza un modelo híbrido: simulación rigurosa (Aspen) + machine learning para corrección en tiempo real. El modelo ML tiene un error RMS de 0.5°C en predicción de temperatura de plato.

Analice: a) Cómo se entrena el modelo ML con datos históricos vs. simulación b) Estrategia de validación para garantizar seguridad operativa c) Beneficio económico potencial de la optimización continua

Ejercicio 23.10.4 (diseño)

Proponga la configuración conceptual de una refinería Net-Zero de $150,000 \text{ bbl/d}$ con las siguientes características:

- 40% de producción como combustibles sintéticos (e-fuels)
- Integración de 500 MW de capacidad renovable (solar + eólica)
- Captura de $2 \text{ Mt CO}_2/\text{año}$ para almacenamiento geológico
- Co-procesamiento de 10% de biomasa/aceites residuales

Incluya: diagrama de bloques, balance energético simplificado, tecnologías clave, y análisis de viabilidad preliminar.

CAPÍTULO 24

BIBLIOGRAFÍA GENERAL

Agencia Nacional de Hidrocarburos. (2023). *Informe anual de reservas y producción*. ANH (Colombia).

Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis. (2023). *Anuário estatístico brasileiro do petróleo, gás natural e biocombustíveis*. ANP (Brasil).

American Petroleum Institute. (1997). *API technical data book—Petroleum refining* (7th ed.). API.

American Petroleum Institute. (2016). *Recommended practice 754: Process safety performance indicators*. API.

ARPEL. (2022). *Transición energética en América Latina y el Caribe*. Asociación Regional de Empresas de Petróleo y Gas Natural.

Barron, R. F. (1985). *Cryogenic systems* (2nd ed.). Oxford University Press.

Bartholomew, C. H., & Farrauto, R. J. (2006). *Fundamentals of industrial catalytic processes* (2nd ed.). Wiley.

Bejan, A. (2016). *Advanced engineering thermodynamics* (4th ed.). Wiley.

Berger, B. D., & Anderson, K. E. (1992). *Modern petroleum: A basic primer of the industry* (3rd ed.). PennWell Publishing.

BP. (2023). *Statistical review of world energy 2023*. BP plc.

Boudart, M., & Djéga-Mariadassou, G. (1984). *Kinetics of heterogeneous catalytic reactions*. Princeton University Press.

Campbell, J. M. (2014). *Gas conditioning and processing* (Vols. 1–2). Campbell Petroleum Series.

- Center for Chemical Process Safety. (2011). *Layer of protection analysis: Simplified process risk assessment*. AIChE.
- CEPAL. (2022). *La transición energética en América Latina y el Caribe*. CEPAL.
- Crowl, D. A., & Louvar, J. F. (2011). *Chemical process safety: Fundamentals with applications* (3rd ed.). Prentice Hall.
- Çengel, Y. A., & Boles, M. A. (2015). *Thermodynamics: An engineering approach* (8th ed.). McGraw-Hill.
- Dake, L. P. (1983). *Fundamentals of reservoir engineering*. Elsevier.
- Deloitte. (2023). *Digital twins: The art of the possible in product development and beyond*. Deloitte Insights.
- Dincer, I., & Rosen, M. A. (2013). *Exergy: Energy, environment and sustainable development* (2nd ed.). Elsevier.
- Dolan, M. D., et al. (2020). Current status of hydrogen production from nuclear power. *Progress in Nuclear Energy*, 127, 103423.
- Fogler, H. S. (2016). *Elements of chemical reaction engineering* (5th ed.). Pearson.
- Gary, J. H., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. (2007). *Petroleum refining: Technology and economics* (5th ed.). CRC Press.
- Gartner. (2022). *Market guide for digital twins in manufacturing*. Gartner Research.
- Global CCS Institute. (2023). *Global status of CCS 2023*.
- Green, D. W., & Southard, M. Z. (Eds.). (2019). *Perry's chemical engineers' handbook* (9th ed.). McGraw-Hill.
- GPSA. (2018). *Engineering data book* (14th ed.). Gas Processors Suppliers Association.
- Hunt, J. M. (1996). *Petroleum geochemistry and geology* (2nd ed.). W. H. Freeman.
- Hydrogen Council. (2023). *Hydrogen insights 2023*.

- Hyne, N. J. (2012). *Nontechnical guide to petroleum geology, exploration, drilling, and production* (3rd ed.). PennWell.
- IEC. (2016). *IEC 61511: Functional safety—Safety instrumented systems for the process industry sector*. IEC.
- Intergovernmental Panel on Climate Change. (2022). *Climate change 2022: Mitigation of climate change*. IPCC.
- Intergovernmental Panel on Climate Change. (2023). *Climate change 2023: Synthesis report*. IPCC.
- International Energy Agency. (2023a). *World energy outlook 2023*. IEA.
- International Energy Agency. (2023b). *Net zero roadmap: A global pathway to keep the 1.5°C goal in reach (2023 update)*. IEA.
- International Energy Agency. (2023c). *Global hydrogen review 2023*. IEA.
- International Energy Agency. (2023d). *CCUS in clean energy transitions*. IEA.
- International Renewable Energy Agency. (2022a). *Green hydrogen cost reduction: Scaling up electrolyzers to meet the 1.5°C climate goal*. IRENA.
- International Renewable Energy Agency. (2022b). *Innovation outlook: Renewable methanol*. IRENA.
- International Renewable Energy Agency. (2023). *World energy transitions outlook 2023*. IRENA.
- Jones, D. S., & Pujado, P. R. (2006). *Handbook of petroleum processing*. Springer.
- Kidnay, A. J., Parrish, W. R., & McCartney, D. G. (2011). *Fundamentals of natural gas processing* (2nd ed.). CRC Press.
- Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization engineering* (2nd ed.). Butterworth-Heinemann.
- Lees, F. P. (2012). *Lees' loss prevention in the process industries* (4th ed.). Elsevier.

- Levorsen, A. I. (2001). *Geology of petroleum* (2nd ed.). Waveland Press.
- Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering* (3rd ed.). Wiley.
- Magoon, L. B., & Dow, W. G. (Eds.). (1994). *The petroleum system: From source to trap*. AAPG.
- Manning, F. S., & Thompson, R. E. (1995). *Oilfield processing of petroleum: Natural gas* (Vol. 1). PennWell.
- McKinsey & Company. (2022). *The future of AI in industrial operations*. McKinsey.
- Meyers, R. A. (Ed.). (2004). *Handbook of petroleum refining processes* (3rd ed.). McGraw-Hill.
- Ministerio de Energía y Minas del Perú. (2023a). *Balance nacional de energía 2023*. MINEM.
- Ministerio de Energía y Minas del Perú. (2023b). *Libro anual de reservas de hidrocarburos*. MINEM.
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2019). *Handbook of natural gas transmission and processing* (4th ed.). Gulf Professional Publishing.
- Moran, M. J., Shapiro, H. N., Boettner, D. D., & Bailey, M. B. (2018). *Fundamentals of engineering thermodynamics* (9th ed.). Wiley.
- Nelson, W. L. (1985). *Petroleum refinery engineering* (4th ed.). McGraw-Hill.
- OLADE. (2023). *Panorama energético de América Latina y el Caribe*. Organización Latinoamericana de Energía.
- OSINERGMIN. (2023). *Reporte estadístico del sector hidrocarburos*.
- Perry, R. H., & Green, D. W. (2019). *Perry's chemical engineers' handbook* (9th ed.). McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2003). *Plant design and economics for chemical engineers* (5th ed.). McGraw-Hill.

- PETROPERÚ. (2023). *Memoria anual*.
- PERUPETRO. (2023). *Reporte anual de contratos y reservas*.
- Riazi, M. R. (2005). *Characterization and properties of petroleum fractions*. ASTM International.
- Seader, J. D., Henley, E. J., & Roper, D. K. (2016). *Separation process principles* (4th ed.). Wiley.
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R., & Widagdo, S. (2017). *Product and process design principles* (4th ed.). Wiley.
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (2005). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (7th ed.). McGraw-Hill.
- Smith, R. (2016). *Chemical process design and integration* (2nd ed.). Wiley.
- Smil, V. (2017). *Energy transitions: Global and national perspectives*. Praeger.
- Speight, J. G. (2014). *The chemistry and technology of petroleum* (5th ed.). CRC Press.
- Speight, J. G. (2020). *Natural gas: A basic handbook*. Gulf Professional Publishing.
- Tissot, B. P., & Welte, D. H. (1984). *Petroleum formation and occurrence* (2nd ed.). Springer.
- Towler, G., & Sinnott, R. (2021). *Chemical engineering design* (3rd ed.). Elsevier.
- United Nations Environment Programme. (2023). *Emissions gap report 2023*. UNEP.
- U.S. Energy Information Administration. (2023). *International energy outlook 2023*. EIA.
- World Bank. (2023). *State and trends of carbon pricing 2023*. World Bank.
- Worrell, E., et al. (2021). Carbon capture in the refining sector. *Progress in Energy and Combustion Science*, 85, 100907.

YPF. (2023). *Reporte anual de sostenibilidad*.