

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL



**“EVALUACIÓN TÉCNICO ECONÓMICA DE UNA PLANTA
PETROQUÍMICA QUE PRODUCIRÁ FORMALDEHÍDO A
PARTIR DE GAS NATURAL”**

TESIS

PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR

JHONA JESÚS AMADO VILLANUEVA

MILAGROS MELIZA QUENAYA ZUÑIGA

LIMA – PERU

Digitalizado por:

2013

RESUMEN

La razón de realizar la presente tesis llamada “Evaluación Técnico Económica de una Planta Petroquímica que producirá Formaldehído a partir de Gas Natural” se origina a consecuencia de la iniciativa del Estado Peruano de promover la creación de polos petroquímicos en diversas zonas del país, incentivando el desarrollo de la industria petroquímica, industria considerada como la mejor para aprovechar el Gas Natural por el mayor valor agregado que esta genera.

Nuestra materia prima será el metano proveniente del Gas Natural de los yacimientos de Camisea, yacimiento que cuenta con grandes reservas probadas de acuerdo al Ministerio de Energía y Minas; asimismo, a partir del metano se producirá metanol, alcohol que se convierte en el producto intermedio para obtener formaldehído.

De acuerdo al estudio del mercado la demanda del formaldehído en el Perú es mínima, razón por la cual en un inicio la mayor cantidad de dicho aldehído será destinado a la exportación, lo que conllevó a determinar que las capacidades comerciales de las plantas de metanol y formaldehído deben ser a una escala mundial; asimismo, en base al Estudio de Polo Petroquímico del Perú se estableció que la localización de las mencionadas plantas serían en la ciudad de Ilo, complementándose con el Gasoducto Andino del Sur, proyecto que contempla un ramal en Ilo para abastecer con Gas Natural en dicha zona .

Prosiguiendo con el desarrollo de la tesis, se seleccionaron las tecnologías más apropiadas para los procesos de producción de formaldehído vía metanol, siendo la tecnología ICI la escogida para la producción del referido alcohol debido a su eficiencia energética, estabilidad y uso masivo, para el caso de la producción del formaldehído se determinó realizarla por oxidación con catalizadores de molibdeno y

fierro, para no generar productos no deseados; así como, por su bajo costo y tiempo de vida de los catalizadores.

El siguiente paso, fue el desarrollo de la ingeniería conceptual, en la cual se calcularon las dimensiones y costos de los equipos, la cantidad de materia a consumir y servicios. A partir de dichos valores se realizó la evaluación económica y financiera, obteniéndose los siguientes resultados:

	Ev. Económica	Ev. Financiera
FNF, MUS\$	150,1	224,7
TIR,	22,0%	30,0%
Tiempo de Retorno, años	6,9	5,6

Con lo cual se determinó la alta rentabilidad que las plantas de metanol y formaldehído representan, convirtiéndolas en un proyecto atractivo para el desarrollo del país, además de ser amigables con el medio ambiente.

Es preciso indicar que, el mencionado proyecto convertiría al Perú en un polo de desarrollo para la industria petroquímica en Sudamérica, impulsando la generación de nuevas plantas que utilicen al metanol y al formaldehído como insumos, para generar una amplia gama de productos derivados del metano.

Finalmente, es importante que se realicen este tipo de estudios, que promuevan la industrialización del Gas Natural, dado que la instalación de este tipo de plantas permitirá una mayor rentabilidad de este recurso y la generación de puestos de trabajo.

DEDICATORIA

A Dios sobre todas las cosas, a mi madre por su apoyo, a mi padre que me cuida desde el cielo y a todas las personas que se esfuerzan por salir adelante.

Milagros Meliza Quenaya Zuñiga

A mi madre por inculcarme los deseos de superación desde pequeño, a mi padre por su apoyo incondicional y a mis hermanos por sus sabios consejos; gracias a ellos me convertí en la persona que ahora soy.

Jhona Jesus Amado Villanueva

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN	1
2. ALCANCE.....	2
3. INDUSTRIA DEL GAS NATURAL EN EL PERÚ	4
3.1. Definición de gas natural	5
3.2. Gas de Camisea.....	7
3.2.1. Antecedentes del desarrollo del gas de Camisea.....	9
3.2.2. Descripción del proyecto Camisea.....	13
3.2.3. Composición del gas de Camisea.....	16
3.3. Propiedades del gas natural.....	19
3.4. Usos del gas natural	20
3.5. Precio del gas natural en el mercado.....	21
3.5.1. Precio final del gas natural de Camisea.....	21
3.5.2. Precios del gas natural en el mundo	23
3.6. Reservas de gas natural	24
3.6.1. Reservas de gas natural en el Perú	25
3.6.2. Reservas de gas natural en el mundo.....	28
3.7. Situación actual del sistema de transporte de gas natural	29
3.7.1. Sistema de transporte de gas natural operado por transportadora de gas del Perú S.A.....	29
3.7.2. Ducto principal de gas natural operado por Perú LNG S.R.L.....	30
3.7.3. Proyecto gasoducto andino del sur a cargo de KUNTUR transportadora de gas del Perú S.A.C.....	31
3.7.4. Determinación de la tarifa de transporte del ducto del sur.....	34
4. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN EL PERÚ	35
4.1. Promoción de la petroquímica	35
4.2. Declaración de complejos petroquímicos	36
4.3. Proyectos petroquímicos en el Perú.....	38
4.3.1. Planta amoniaco-nitrato de amonio (Nitratos del Perú)	39

4.3.2. Planta de amoniaco – Urea San Juan de Marcona (CFI).....	39
0.0.3. Planta nitrato de amonio (ORICA).....	40
0.0.4. Planta etileno (Braskem – Petroperú).....	40
4.4. Situación de la petroquímica en América Latina	40
4.4.1. Complejos petroquímicos en América Latina	40
4.4.2. Industria petroquímica en México.....	42
4.4.3. Industria petroquímica en Trinidad y Tobago	42
4.4.4. Industria petroquímica en Colombia	43
4.4.5. Industria petroquímica en Venezuela	43
4.4.6. Industria petroquímica en Chile.....	43
4.4.7. Industria petroquímica en Brasil.....	44
4.4.8. Industria petroquímica en Argentina	44
5. INDUSTRIA DEL METANOL	45
5.1. Propiedades físicas del metanol.....	46
5.2. Usos del metano	46
5.2.1. Formaldehído.....	47
5.2.2. Ácido acético	48
5.2.3. Dymethyl ether (DME)	48
5.2.4. Biodiesel	48
5.2.5. Methyl tertiary butil ether (MTBE).....	49
5.2.6. Metanol a olefinas (MTO).....	49
5.2.7. Combustibles	50
5.2.8. Otros derivados químicos.....	50
6. INDUSTRIA DEL FORMALDEHÍDO	51
6.1. Antecedentes	51
6.2. Propiedades	52
6.2.1. Propiedades físicas	52
6.2.2. Propiedades químicas	53
6.3. Usos.....	53
6.3.1. Resinas urea-formaldehído (UF)	55

6.3.2. Resinas fenol-formaldehído (PF)	56
6.3.3. Resinas melamina-formaldehído (MF).....	57
6.3.4. Resinas poliacetal o polioximetileno (POM)	57
6.3.5. Metil di-p-fenileno isocianato (MDI).....	58
6.3.6. Butanodiol	58
6.3.7. Pentaerythritol	59
6.3.8. Otros	59
7. ESTUDIO DE MERCADO	60
7.1. Metanol	60
7.1.1. Mercado internacional	60
7.1.2. Mercado latinoamericano	65
7.2. Formaldehído	66
7.2.1. Mercado internacional	66
7.2.2. Mercado latinoamericano	69
7.3. Dimensionamiento de planta.....	75
7.4. Estimación de Ventas y Precios.....	75
8. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA	77
8.1. Matarani	79
8.1.1. Facilidades portuarias.....	79
8.1.2. Ciudades cercanas	79
8.1.3. Accesos.....	80
8.1.4. Red de distribución de productos al mercado nacional	80
8.1.5. Acceso a los mercados de exportación	81
8.1.6. Disponibilidad de agua.....	81
8.1.7. Disponibilidad de energía eléctrica	82
8.1.8. Disponibilidad de gas metano	82
8.1.9. Aspectos ambientales	83
8.1.10. Valoración de factores de localización en Matarani	84
8.2. Puerto de Ilo.....	85
8.2.1. Facilidades portuarias	85

8.2.2. Ciudades cercanas	85
8.2.3. Accesos	86
8.2.4. Acceso a los mercados de exportación.....	87
8.2.5. Disponibilidad de agua	87
8.2.6. Disponibilidad de energía eléctrica	87
8.2.7. Disponibilidad de gas metano	88
8.2.8. Aspectos ambientales	88
8.2.9. Valoración de factores de localización en Ilo.....	89
9. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA.....	91
9.1. Producción de gas de síntesis a partir de gas natural	91
9.1.1. Gas de síntesis	91
9.1.2. Proceso de producción de gas de síntesis	92
9.1.3. Reformado catalítico con vapor	93
9.1.3.1. Reactor/horno reformador	94
9.1.3.2. Química del reformado con vapor	96
9.1.4. Reformado Autotérmico	98
9.1.4.1. Proceso y equipos del reformado autotérmico	99
9.1.4.2. Química del reformado autotérmico.....	99
9.1.4.3. Reactor autotérmico	100
9.1.4.4. Quemador de oxígeno	101
9.1.4.5. Operación del reactor autotérmico	102
9.1.4.6. Operación del reformado autotérmico.....	102
9.1.4.7. Economía del reformador autotérmico.....	103
9.1.5. Oxidación Parcial	104
9.1.5.1. Química de la oxidación parcial	105
9.1.5.2. Descripción del proceso	106
9.1.6. Selección de la tecnología	108
9.2. Producción de metanol a partir de gas de síntesis.....	109
9.2.1. Química de la síntesis de metanol	109
9.2.2. Conversión de gas de síntesis a metanol	110

9.2.3. Tecnologías para la síntesis de metanol	111
9.2.3.1. Proceso convencional ICI	113
9.2.3.2. Proceso Lurgi	114
9.2.3.3. Proceso Haldor Topsoe	115
9.2.3.4. Proceso Kvaerner	117
9.2.3.5. Tecnología Krupp UHDE.....	118
9.2.3.6. Procesos Syntex LPM	119
9.2.3.7. Proceso Liquid-Phase Methanol	120
9.2.3.8. Proceso MGC a baja presión.....	121
9.2.3.9. Proceso Kellogg	122
9.2.4. Selección de tecnología	123
9.3. Producción de formaldehído a partir de metanol	126
9.3.1. Deshidrogenación en presencia de catalizadores de plata	127
9.3.2. Oxidación con catalizadores de MoO_3 y Fe	130
9.3.3. Selección de tecnología	132
10. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	134
10.1. Producción de metanol	134
10.1.1. Recepción de materias primas	135
10.1.2. Acondicionamiento de materias primas.....	135
10.1.3. Reformador R-104	136
10.1.4. Acondicionamiento de gas de síntesis crudo	137
10.1.5. Convertidor R-203	138
10.1.6. Acondicionamiento del metanol crudo	139
10.1.7. Purificación del metanol	140
10.1.8. Ratios de producción	141
10.1.9. Diagrama de flujo del proceso de producción de metanol....	142
10.1.10. Balance de materia	143
10.1.11. Balance de energía.....	144
10.2. Producción de formaldehído.....	145
10.2.1. Acondicionamiento de materias primas.....	145

10.2.2.	Reactor R-405	145
10.2.3.	Absorvedor D-407	146
10.2.4.	Columna de destilación D-411	147
10.2.5.	Secador D-419	147
10.2.6.	Acondicionamiento producto final	148
10.2.7.	Ratios de producción	148
10.2.8.	Diagrama de flujo del proceso de producción de formaldehído	149
10.2.9.	Balance de materia	150
10.2.10.	Balance de energía	151
11.	INGENIERÍA CONCEPTUAL	152
11.1.	Dimensionamiento de equipos.....	152
11.1.1.	Dimensionamiento reformador R-104.....	152
11.1.1.1.	Condiciones de operación.....	152
11.1.1.2.	Balance de materia	153
11.1.1.3.	Cálculo masa catalizador	153
11.1.1.4.	Balance de energía	155
11.1.1.5.	Requerimiento de combustible	157
11.1.1.6.	Costo del equipo	161
11.1.2.	Convertidor R-203.....	161
11.1.2.1.	Condiciones de operación	161
11.1.2.2.	Balance de materia.....	162
11.1.2.3.	Cálculo de la masa de catalizador	162
11.1.2.4.	Dimensionamiento del equipo	163
11.1.2.5.	Balance de energía	164
11.1.2.6.	Costo del equipo	166
11.1.3.	Columna de extremos ligeros D-209.....	166
11.1.3.1.	Condiciones de operación	166
11.1.3.2.	Balance de materia	167
11.1.3.3.	Cálculo del numero de etapas	167

11.1.3.4.	Cálculo de las dimensiones de la torre.....	172
11.1.3.5.	Costo del equipo	173
11.1.4.	Columna destilación D-216.....	174
11.1.4.1.	Condiciones de operación.....	174
11.1.4.2.	Balance de materia	174
11.1.4.3.	Determinación de la curva de equilibrio.....	175
11.1.4.4.	Cálculo del reflujo mínimo	178
11.1.4.5.	Cálculo de las rectas de operación	179
11.1.4.6.	Cálculo del numero de etapas	180
11.1.4.7.	Balance de energía	182
11.1.4.8.	Cálculo de las dimensiones de la columna	183
11.1.4.9.	Costo de la columna.....	185
11.1.5.	Reactor formaldehído R-405	186
11.1.5.1.	Condiciones de operación.....	186
11.1.5.2.	Balance de materia.....	186
11.1.5.3.	Cálculo de la masa de catalizador.....	187
11.1.5.4.	Dimensionamiento del reactor	189
11.1.5.5.	Balance de energía	190
11.1.5.6.	Costo del reactor	192
11.1.6.	Absorvedor D-407.....	192
11.1.6.1.	Condiciones de operación.....	192
11.1.6.2.	Balance de materia.....	193
11.1.6.3.	Determinación de las rectas de operación y equilibrio	194
11.1.6.4.	Cálculo del diámetro de la columna.....	195
11.1.6.5.	Cálculo de la altura del empaque.....	196
11.1.6.6.	Costo de la columna.....	202
11.1.7.	Columna de destilación D-411	203
11.1.7.1.	Condiciones de operación.....	203
11.1.7.2.	Balance de materia.....	203
11.1.7.3.	Determinación de la curva de equilibrio.....	204

11.1.7.4.	Cálculo del reflujo mínimo	207
11.1.7.5.	Cálculo de las rectas de operación	208
11.1.7.6.	Cálculo del número de etapas	209
11.1.7.7.	Cálculo de las dimensiones de la torre.....	211
11.1.7.8.	Costo de la columna.....	213
11.1.8.	Columna de secado D-414	213
11.1.8.1.	Condiciones de operación	213
11.1.8.2.	Balance de materia.....	213
11.1.8.3.	Dimensionamiento de equipo	214
11.1.8.4.	Costo del equipo	215
11.1.9.	Intercambiadores de calor.....	215
11.1.9.1.	Condiciones de operación	215
11.1.9.2.	Dimensionamiento de intercambiadores.....	217
11.1.9.3.	Costo intercambiadores.....	218
11.1.10.	Recipientes de proceso	219
11.1.10.1.	Condiciones de operación	219
11.1.10.2.	Dimensionamiento de recipientes	219
11.1.10.3.	Costo de los equipos	220
11.1.11.	Generadores eléctricos.....	221
11.1.12.	Sopladores y ventiladores.....	221
11.1.13.	Tren de compresión	221
11.1.14.	Bombas	223
11.1.14.1.	Condiciones de operación.....	223
11.1.14.2.	Dimensionamiento de bombas.....	223
11.1.14.3.	Costo de equipos	224
11.1.15.	Recipientes de almacenamiento	225
11.1.15.1.	Tanque de metanol crudo F-207	225
11.1.15.2.	Tanque de metanol refinado F-221	225
11.1.15.3.	Tanque de formaldehído 42% peso F-409 A	226
11.1.15.4.	Tanque de formaldehído 37% peso F-409 B	226
11.1.15.5.	Tanque de formaldehído 90% peso F-417	226

11.1.15.6. Tolva de paraformaldehído F-422	227
11.1.15.7. Costo recipientes de almacenamiento	227
11.2. Consumo de energético	227
11.3. Consumo de agua.....	228
11.4. Consumo refrigerante	229
11.5. Consumo de vapor	229
11.6. Consumo catalizadores	230
12. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA	231
12.1. Costos de capital.....	231
12.2. Ingreso a partir de venta	235
12.3. Capital de trabajo.....	235
12.4. Costo de manufactura	237
12.4.1. Gastos directos	237
12.4.2. Gastos indirectos	240
12.4.3. Gastos generales	241
12.5. Servicio de la deuda.....	241
12.6. Evaluación Económica y Financiera	241
12.6.1. Evaluación Económica.....	242
12.6.2. Evaluación Financiera	243
12.7. Indicadores económicos	244
12.7.1. Indicadores Evaluación Económica	244
12.7.2. Indicadores Evaluación Financiera	245
12.8. Simulación Montecarlo	245
13. EVALUACIÓN AMBIENTAL DEL PROCESO Y	
ESTIMACIÓN DE LOS PRINCIPALES IMPACTOS	248
13.1 Normativa	248
13.2 Identificación y evaluación de impactos.....	249
13.2.1 Medio físico.....	249
13.2.1.1 Geología y geomorfología.....	249
13.2.1.2 Edafología	250

13.2.1.3	Posible alteración de la calidad de aire	250
13.2.1.4	Incremento del nivel de ruido.....	252
13.2.2	Medio biológico	253
13.2.2.1	Paisaje.....	253
13.2.2.2	Flora	254
13.2.2.3	Fauna	254
13.2.3	Medio social	254
13.2.4	Demografía.....	255
13.2.4.1	Posible alteración de la dinámica de migración ...	255
13.2.5	Economía.....	255
13.2.5.1	Incremento del nivel de empleo	255
13.2.5.2	Posible alteración de la dinámica económica.....	255
13.2.5.3	Interferencia con la actividad de pesca artesanal .	256
13.2.6	Sociocultural.....	256
13.2.6.1	Malestar de los usuarios de la carretera	256
13.2.6.2	Posible alteración de evidencias arqueológicas ...	257
14.	ASPECTOS DE SEGURIDAD.....	258
14.1	Consideraciones generales.....	258
14.1.1.	Documentos necesarios de seguridad.....	258
14.1.1.1.	Estudio de riesgos.....	258
14.1.1.2.	Plan de contingencia	258
14.1.1.3.	Reglamento interno de seguridad integral (RISI)	259
14.1.1.4.	Procedimiento de trabajo y perfil de seguridad....	259
14.1.1.5.	Programa anual de actividades de seguridad (PAAS)	259
14.1.2.	Seguridad contra incendio	259
14.1.2.1.	Requisitos en sistemas de seguridad contra incendio para las plantas de procesamiento (artículo 167) .	260
14.1.2.2.	Provisión de las plantas de procesamiento (artículo 168).....	261

14.1.2.3.Necesidad de que cada instalación de hidrocarburos cuente con una estación de primeros auxilios (artículo 169)	262
14.1.2.4.Servicio de protección contra incendio permanente en las plantas de procesamiento (artículo 170)	262
14.1.2.5.Equipo de protección para el personal contra incendio y rescate (artículo 171)	263
14.1.2.6.Protección a las unidades de procesos (artículo 172)	263
14.1.3. Otras condiciones de seguridad	263
14.1.3.1.Accesos libres (artículo 173).....	263
14.1.3.2.Entrenamiento del personal (artículo 174)	263
14.1.3.3.Información al personal de los subcontratistas sobre riesgos y planes de emergencia (artículo 175)	264
14.1.3.4.Prohibición de acceso a hornos, tanques o similares (artículo 176)	264
14.1.3.5.Equipo alternativo para los equipos de bombeo crítico (artículo 177)	264
14.2. Consideraciones específicas para el metanol.....	265
14.2.1. Transporte y Distribución.....	265
14.2.1.1.Evitar la contaminación.....	265
14.2.1.2.Materiales de construcción.....	265
14.2.1.3.Métodos de construcción.....	266
14.2.1.4.Tuberías y mangueras.....	266
14.2.1.5.Formas de control de vapor	267
14.2.1.6.Ventilación	267
14.2.1.7.Limpieza y mantenimiento	268
14.2.2. Protección personal	269
14.2.2.1.Precauciones de seguridad	269
14.2.2.2.Equipo de protección personal	269
14.2.3. Seguridad contra incendios	270

14.2.3.1. Inflamabilidad	270
14.2.3.2. Precauciones de seguridad	270
14.2.3.3. Técnicas para combatir incendios	271
14.2.3.4. Equipo de protección personal para combatir incendios.....	272
14.2.4. Derrame	273
14.2.4.1. Reacción ante un derrame	273
14.3. Consideraciones específicas para el formaldehído	273
14.3.1. Incendios	273
14.3.2. Procedimientos en caso de derrames o fugas	274
14.3.3. Equipo de protección personal	275
14.3.4. Protección respiratoria	275
14.3.5. Condiciones para manejo y almacenamiento seguro orientadas a disminuir el riesgo a la salud humana	276
14.3.6. Almacenamiento.....	276
14.3.7. Comportamiento en el Ambiente	277
15. CONCLUSIONES.....	278
16. BIBLIOGRAFÍA	281
17. APÉNDICE.....	288
17.1. Simulación planta de metanol	288
17.2. Simulación planta de formaldehído	295
18. ANEXO	297
18.1. Estimaciones de la Demanda del Metanol y Formaldehído	297
18.2. Estimaciones de Precios	298

1. INTRODUCCIÓN

La industria del gas natural se está desarrollando de manera exitosa en el Perú gracias a diversos factores, entre ellos, el descubrimiento de reservas de hidrocarburos, el precio del petróleo, el aumento de la demanda eléctrica y los distintos beneficios que el Gobierno viene otorgando con la finalidad de promover la explotación y consumo del gas natural para diversas actividades económicas.

Esta serie de beneficios ha otorgado el impulso necesario para la construcción de infraestructura necesaria para transportar y distribuir el gas natural hasta las plantas industriales, estaciones de servicio de GNV y para el uso doméstico en Lima, siendo el gas natural utilizado únicamente como combustible y fuente de calor. Cabe precisar que, actualmente el 70% del gas natural que se produce en Camisea es destinado al sector eléctrico, mientras que sólo el 21% al sector industrial.

Dentro de estos beneficios que ha brindado el Gobierno Peruano, se encuentra la promoción de la Industria Petroquímica en el Perú, utilizando al gas natural como materia prima, a razón de ello esta tesis busca determinar la factibilidad de la construcción de una planta para la producción de formaldehído.

Precisamente, el uso más importante del gas natural es la industria petroquímica, pues esta constituye la siguiente etapa de desarrollo de la industria del gas natural, en la que no se utiliza hidrocarburos como combustible, sino que, a partir de sus componentes, se generan insumos utilizados para la fabricación de diversos productos, como fibras sintéticas, explosivos, fertilizantes, ácido acético, formaldehído y entre muchos otros.

La presente tesis consiste en la obtención de formaldehído a partir de metanol obtenido del Gas Natural de Camisea, evaluando la mejor tecnología para la obtención del metanol, dado que el costo de su producción será una variable que influirá enormemente en los costos de producción del formaldehído.

2. ALCANCES

La presente tesis consiste en el diseño de dos plantas: una de metanol y la otra de formaldehído a una etapa de ingeniería conceptual; asimismo, incluye la evaluación económica y financiera.

El diseño de las plantas está basado en patentes de Estados Unidos de reconocidas empresas nombradas en los Capítulos 10 y 11, apoyados para los cálculos en el simulador CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de cálculo Excel.

La materia prima es el Gas Natural, siendo que el referido recurso energético se considera con un contenido bajo de etano; toda vez que se está tomando en cuenta la demanda de este último para el proyecto petroquímico de etano que se pretende desarrollar en el sur del país; asimismo, se precisa que para facilitar los cálculos en esta tesis se consideró metano puro.

La tarifa del Gas Natural asumida para realizar el Capítulo 12, comprende el precio de boca de pozo y la tarifa de transporte para el sur del país, no se ha considerado una tarifa de distribución dado que no existe una Concesión de Distribución de Gas Natural en el sur del país, por lo que el costo de un ducto que conecte el punto de entrega con la planta metanol y formaldehído está incluido en los Servicios Auxiliares. Es preciso indicar que sólo la tarifa de transporte ha sido determinada por el Estado y que a la fecha no se cuenta con un precio de boca de pozo de gas natural determinado para la petroquímica, por lo que se asumió dicho precio considerando los datos históricos del Henry Hub.

El estudio de mercado, está basado principalmente en el plano internacional debido a que en el Perú la demanda del metanol y formaldehído es muy reducida, razón por la cual la mayor cantidad de producto será destinado para la exportación, lo cual conllevó a que la capacidad de las dos plantas se consideren en un dimensionamiento muy comercial; asimismo, se indica que esta parte de la tesis se

basa en resúmenes de empresas que se encargan de realizar específicamente estudios de mercados de productos petroquímicos, siendo dichos estudios de un alto costo lo cual limitó el acceso a los mismos.

De otro lado, la ubicación de la planta de metanol y formaldehído, se basa en el Estudio de Polo Petroquímico en el Perú del Ministerio de Energía y Minas; así como, la promoción de la petroquímica del gobierno actual con la determinación de Polos Petroquímicos dado que se planea industrializar el sur del país; razón por la cual se concluyó que la mejor zona sería el distrito de Ilo. Asimismo, el Aspecto Ambiental se basa en el Estudio de Impacto Ambiental del Proyecto de Nitrato de Amonio en Ilo, elaborado por Orica Nitratos del Perú, debido a que este contempla una investigación del lugar donde se instalarían las plantas del presente estudio y por tratarse de un proyecto petroquímico.

3. INDUSTRIA DEL GAS NATURAL EN EL PERU

La industria del gas natural es aquella que hace posible extraer este hidrocarburo de sus depósitos en las profundidades subterráneas y traerlo a la superficie para luego acondicionarlo y transportarlo hasta las instalaciones de los consumidores finales. Dicha industria comprende principalmente las siguientes actividades: la exploración y explotación, la producción, el transporte y la distribución.

La industria de gas natural en el Perú fue poco desarrollada hasta antes del inicio del Proyecto Camisea, antes de la explotación de las reservas de Camisea la industria de gas natural se desarrolló básicamente en Talara y Aguaytía. La puesta en marcha del proyecto Camisea, en agosto de 2004, constituyó el paso más grande dado por el país para su independencia energética.

En este capítulo, se explicará las principales características del gas natural, como composición, propiedades y uso, así como las reservas de este hidrocarburo tanto en el Perú como a nivel mundial. Un punto relevante del presente capítulo será, considerar el desarrollo del sistema de transporte y distribución de gas natural en el país, con lo cual se busca determinar a los lugares que llega actualmente el referido hidrocarburo; así como los proyectos que están en marcha, de tal manera que sea un referente para determinar la localización de la planta, siendo materia de análisis del Capítulo 8.



Figura 3.1 Yacimientos del Gas de Camisea [70].

0.1. DEFINICIÓN DE GAS NATURAL

El gas natural es una mezcla compleja de hidrocarburos, con una menor cantidad de compuestos inorgánicos. A presión atmosférica y a igualdad de volumen, el gas natural tiene un contenido energético menor que el petróleo (mil veces menor), pero al comprimirse su contenido energético se incrementa, razón por la cual se transporta a presión.

Se ha formado por la degradación de materia orgánica acumulada en los últimos millones de años, dicha degradación se puede generar por dos mecanismos el biogénico y termogénico.

El gas biogénico se forma a poca profundidad y bajas temperaturas por la descomposición anaeróbica bacteriana de materia orgánica sedimentaria.

El gas termogénico se forma en mayores profundidades por craqueo térmico de la materia orgánica sedimentaria en hidrocarburos líquidos y gas, o del petróleo.

El gas biogénico está compuesto casi totalmente de metano, mientras que el termogénico puede contener concentraciones significativas de etano, propano, butano e hidrocarburos pesados.

El principal constituyente del gas natural es el metano, otros componentes son los hidrocarburos parafínicos como el etano, propano y butanos; muchos gases

naturales contienen nitrógeno, así como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno; trazas de argón, hidrógeno y helio pueden estar presentes. La composición del gas natural puede variar considerablemente. A continuación se mostrará una tabla con la composición típica del gas natural:

Componente	Fórmula	Composición Volumétrica (%)
Metano	CH ₄	70 – 90
Etano	C ₂ H ₆	0 – 20
Propano	C ₃ H ₈	
Butano	C ₄ H ₁₀	
Pentano +	C ₅ H ₁₂	0 – 10
Dioxido de Carbono	CO ₂	0 – 8
Oxígeno	O ₂	0 – 0,2
Nitrógeno	N ₂	0 – 5
Sulfuro de Hidrógeno, Sulfuro de Carbonil	H ₂ S, COS	0 – 5
Helio, Argón, Neón, Xenon	He, Ar, Ne, Xe	Trazas

Tabla 3.1 Rango de la Composición del Gas Natural [92]

El gas natural puede contener una pequeña proporción de hidrocarburos C₅⁺, cuando se separa ésta puede ser una gasolina ligera. Algunos aromáticos como el benceno, tolueno y xilenos pueden estar presentes, causando problemas de seguridad por su toxicidad; otros contaminantes que pueden estar presentes en pequeñas cantidades son los mercaptanos (R-SH), sulfuro de carbonilo (COS) y disulfuro de carbono (CS₂). Además, el mercurio puede estar presente ya sea como un metal en fase vapor o como un compuesto organoléptico en fracciones líquidas, los niveles de concentración son generalmente pequeñas; sin embargo, el mercurio puede ser perjudicial debido a su toxicidad y su propiedad corrosiva. El dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno se conocen comúnmente como gases ácidos porque forman compuestos corrosivos en presencia de agua; el nitrógeno, helio y dióxido de carbono también se conocen como diluyentes, debido a que ninguno de ellos se queman y por lo tanto no tienen poder calorífico. El gas natural es considerado seco cuando es casi metano puro, después de haber eliminado a la mayoría de los otros hidrocarburos

asociados comúnmente. Cuando están presentes otros hidrocarburos, el gas natural es húmedo.

A las corrientes de gas que tienen altas proporciones de líquidos de gas natural (LGN), se les conoce como gas rico (húmedo). Los constituyentes de éstos son el etano, propano, butano, pentano e hidrocarburos más pesados, siendo estos últimos conocidos como gasolinas naturales. El gas rico tiene un valor calorífico alto; así como, un punto de rocío de hidrocarburo.

La composición del gas natural nunca es constante varía en función del campo, la formación o reservorio del que se extrae, por lo que existen métodos de pruebas estándar para determinar la composición del gas natural y de esta manera preparala para su uso.

De acuerdo a su composición el gas natural pueden ser clasificado en tres grupos distintos: i) gas no asociado que se produce en los campos de gas convencionales, ii) gas asociado producido en campos petroleros asociados y iii) gas continuo o no convencional. Dentro del gas no convencional se tiene al “tight gas” o “tight sands gas” el cual se encuentra en rocas de baja permeabilidad, “coalbed methane (CBM)”, el mismo que es un gas natural que se ha formado de los procesos geológicos de la formación del carbón, “gas natural de acuíferos geopresurizados” es un gas disuelto a altas presiones y temperaturas en salmueras ubicadas debajo de la superficie de la tierra, “hidratos de gas” que son estructuras de hielo y “deep gas” se encuentra a niveles mucho más profundos que el gas convencional.

0.2. GAS DE CAMISEA

El gas natural que se considera para la presente tesis es el de Camisea, cuyos yacimientos comprenden a los Lotes 88 y 56, ubicados aproximadamente a 500 kilómetros al este de Lima, en el departamento del Cusco, provincia de La Convención, distrito de Echarate.

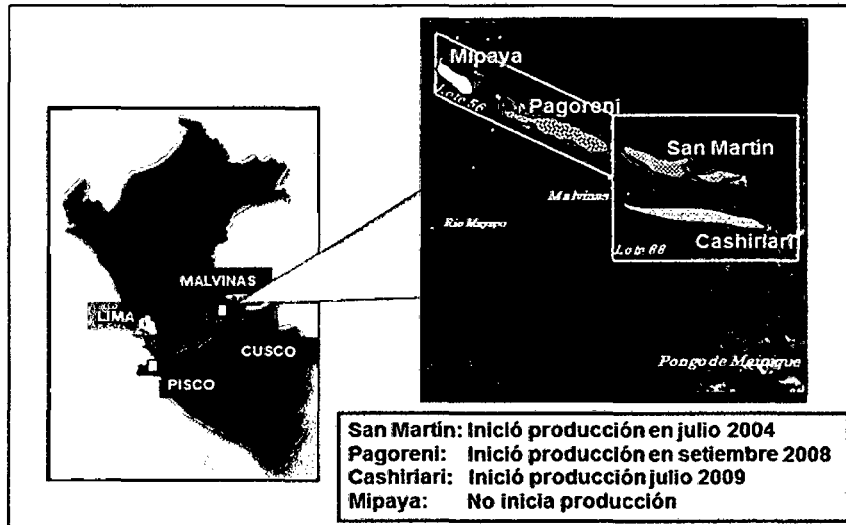


Figura 3.2 Presentación de Capacidad de Transporte del Gas de Camisea [70].

Lote	Yacimiento	Empresa Operadora
Lote 88	<ul style="list-style-type: none"> • San Martín • Cashiriari 	Pluspetrol Perú Corporation S.A.
Lote 56	<ul style="list-style-type: none"> • Pagoreni • Mipaya 	

Tabla 3.2 Yacimientos del Gas Natural de Camisea.

El 9 de diciembre del año 2000, Perupetro y Pluspetrol Peru Corporation, Hunt Oil Company of Peru L.L.C., SK Corporation y Tecpetrol del Perú celebraron el Contrato de Licencia para la Explotación de Hidrocarburos en el Lote 88. El Contrato fue aprobado por Decreto Supremo No. 021-2000-EM.

Con fecha 7 de setiembre del año 2004, Perúpetro, Pluspetrol Perú Corporation S.A., Hunt Oil Company of Perú L.L.C., SK Corporation, Tecpetrol del Perú y Sonatrach Peru Corporation, suscribieron el Contrato de Licencia para la Explotación de Hidrocarburos en el Lote 56. El contrato fue aprobado por Decreto Supremo N° 033-2004-EM.

De otro lado, es importante señalar que también se cuentan con otros yacimientos en exploración en la Región Cusco, los que comprende los Lotes 58 y 57 operados por Petrobras y Repsol-Petrobras, respectivamente. Las reservas de dichos

lotes son importantes para asegurar el desarrollo de diversos proyectos petroquímicos.

0.2.1. ANTECEDENTES DEL DESARROLLO DEL GAS DE CAMISEA

En julio de 1981, la compañía Shell firmó un contrato para realizar operaciones petrolíferas en la selva sur del Perú (explorar la existencia de hidrocarburos en los Lotes 38 y 42). Entre los años 1984 (segundo gobierno de Fernando Belaunde Terry) y 1988 (primer gobierno de Alan García Pérez) la compañía descubrió reservas de gas natural en la región de Camisea (Cusco), en los yacimientos de San Martín, Cashiriari, Mipaya y Pagoreni.

En marzo de 1988, se firmó un acuerdo de bases entre Petroperú y Shell, donde se establecieron los términos de un contrato de operaciones para la explotación de gas natural, estimando una inversión aproximada de 2 500 millones de dólares. Lamentablemente, el contrato no prosperó y Shell tuvo que abandonar los yacimientos, no quedando claro los derechos sobre el desarrollo futuro de los mismos.

A principios del primer gobierno de Alberto Fujimori (1990 - 1995), se suscribió un convenio entre Perupetro y Shell para la evaluación del potencial comercial de las reservas descubiertas. Como parte de este convenio Shell debería efectuar un estudio de factibilidad que sirviera de base para la definición del contrato. En mayo de 1996 se firma el Contrato de Licencia entre Perupetro como representante del Estado peruano y el consorcio Shell – Mobil (Composición accionaria: Shell = 42,5% y Mobil = 57,5%).

El contrato citado en el párrafo anterior se definía en tres etapas:

- Etapa 1: duración 2 años; desarrollo de estudios y perforación de pozo exploratorios; garantía de 19,5 millones de dólares.
- Etapa 2: duración 4 años, desarrollo del yacimiento (construcción de plantas y tuberías); garantía de 79,5 millones de dólares.

- Etapa 3: duración 34 años, producción de gas natural y líquidos.

Para pasar a la segunda etapa, el consorcio sólo debía manifestar su opción de continuar y entregar la fianza exigida. El 15 de julio de 1998, luego de haberse otorgado dos meses de prórroga, el consorcio decidió no pasar a la segunda etapa por lo que todos los derechos sobre el yacimiento retornaron al Estado peruano.

Una semana antes del 15 de julio de 1998, el consorcio Shell-Mobil presentó al gobierno un requerimiento de tres puntos para poder acceder a la segunda etapa del proyecto:

- i) Desarrollo de la Distribución de Gas Natural en el área de Lima. Hasta ese momento el contrato establecía, como una obligación del consorcio, la ejecución del campo y el transporte hasta Lima; la distribución estaba a cargo de un comité de privatización (CEPRI) quién encontraría una empresa que desarrollaría esta parte del negocio. El costo estimado de la distribución no superaba los 100 millones de dólares.
- ii) Modificación de la Ley de Concesiones Eléctricas (publicada en noviembre de 1992, antes de la firma del Contrato) para permitir la generación privilegiada de las centrales termoeléctricas que operen con el gas de Camisea y, además, que en las reglas de formación de tarifas de generación se incluyan todos los costos del gas natural sin restricción alguna (tal como figuran en el contrato entre el productor de gas y el generador eléctrico).
- iii) Permitir la “libre” exportación de gas natural a Brasil. El consorcio solicitaba un Decreto Supremo que le garantice la libre venta de gas a Brasil sin controles de precios ni restricciones en volumen.

El día que se cumplía la fecha límite (15 de julio de 1998) altos ejecutivos del consorcio, provenientes de Houston, Londres y La Haya, se reunieron en el despacho del Ministro de Energía y Minas para liquidar la negociación, se dio a conocer la noticia de la negativa de Shell a continuar con el proyecto.

Luego de la partida de Shell, el gobierno se abocó a la tarea de definir el esquema de desarrollo del “Nuevo Camisea”. Para este fin se formó un Comité Especial de Alto Nivel de Camisea (CEANC), que tenía por objetivo definir el esquema para promocionar el proyecto. Luego de la definición, la tarea de promoción recaería en la Comisión de Inversión Privada (COPRI).

Básicamente existían dos propuestas: Desarrollo de Camisea como un proyecto único (tal como lo tenía Shell, pero agregándole la distribución) y el otro segmentado donde se separaba en producción, transporte y distribución.

En mayo del año 1999, el gobierno definió como opción para desarrollar Camisea el esquema segmentado, es decir, el desarrollo de la producción, transporte y distribución por compañías diferentes que podrían tener cierta participación cruzada. Después de esta decisión se conformaron los Comités Especiales (CEPRI) encargados de la privatización, de acuerdo con el esquema adoptado por el gobierno para el Comité Especial del Proyecto Camisea (CECAM).

En diciembre del año 2000, a inicios del gobierno de transición de Valentín Paniagua, todavía estaba pendiente la suscripción de los decretos supremos que aprobaban los contratos de Licencia y de Concesión entre el Estado Peruano y los ganadores de los concursos que los originaron.

Este estado de cosas motivó una semana de discusiones entre el gobierno y el postor ganador (Pluspetrol), así como con el postor perdedor (Total-Fina-Elf de Francia). El gobierno sopesó las demandas del postor perdedor y propuso mejoras a los contratos de Licencia y de Concesión, las que fueron aceptadas por Pluspetrol, antes de dar su fallo final.

Finalmente, el 5 de diciembre del año 2000, el gobierno firmó los Decretos Supremos respectivos y se concluyó con los procesos de concesión de Camisea. A continuación se muestra un resumen:

1988	Gobierno de Alan García aceptación de Prórroga en Negociación del contrato con Shell.
1991	Gobierno de Fujimori búsqueda de nuevo inversionista.
1994	Gobierno de Fujimori acercamiento a Shell.
Mayo 1996	Gobierno de Fujimori firma de contrato con Shell y Mobil.
Mayo 1998	Gobierno de Fujimori prórroga para decidir si Shell pasa a la segunda etapa.
Julio 1998	Gobierno de Fujimori decisión de Shell de no pasar a la segunda etapa.
1998	Gobierno de Fujimori definición del nuevo Camisea.
2000	Gobierno de Transición firma de los Contratos con el Consorcio Camisea.

Tabla 3.3 Resumen de la Historia del Proyecto Camisea [81]

Luego de desarrollar el esquema básico de Camisea y expedido los reglamentos complementarios, en el año 2000 se concursaron la explotación del yacimiento y el desarrollo de la Red Principal de transporte, lográndose firmar los respectivos contratos en diciembre de 2000.

Desde el año 2000 hasta el 2004, año de inicio de la operación de Camisea, el gobierno promulgó nuevos reglamentos, modificó los existentes y adaptó los contratos de licencia y concesión con el objeto de apoyar en el desarrollo del proyecto. El apoyo decidido del gobierno permitió la operación de Camisea en el tiempo esperado pero dejó latentes problemas de impacto ambiental y manejo de comunidades.

Es importante conocer el Proyecto Camisea, para entender cómo se encuentra estructurado el mercado de gas natural peruano, pues a partir de la operación de Camisea (año 2004) se empezó a utilizar el gas natural en las actividades económicas industrial, comercial, eléctrico, vehicular y domiciliario¹.

¹ Antes de la operación del proyecto Camisea existía producción de gas natural en la Costa Norte y Selva Central del Perú, pero no hubo un desarrollo importante que cubra a todos los usuarios del mercado, pues en un caso se utilizaba el gas natural para abastecer exclusivamente a una central eléctrica en Aguaytía y en el otro se abastecía a unos pocos usuarios en la zona de Talara a través de una concesión de distribución de gas natural, pero que no pudo concretar un plan de expansión de redes.

0.2.2. DESCRIPCIÓN DEL PROYECTO CAMISEA

El Proyecto Camisea consiste en el desarrollo de tres etapas: i) Explotación del Lote 88, ii) el Transporte por ductos de Gas Natural y Líquidos de Gas Natural de Camisea a la Costa y iii) la Distribución por red de ductos de Gas Natural en las ciudades de Lima y Callao².

La **explotación del Lote 88** consistió en construir plantas e instalaciones para explotar los yacimientos de Camisea (San Martín y Cashiriari), siendo el objetivo central de la explotación maximizar la extracción de líquidos a partir del gas obtenido, así como la producción del gas seco de tal forma que sea suficiente para satisfacer la demanda interna.

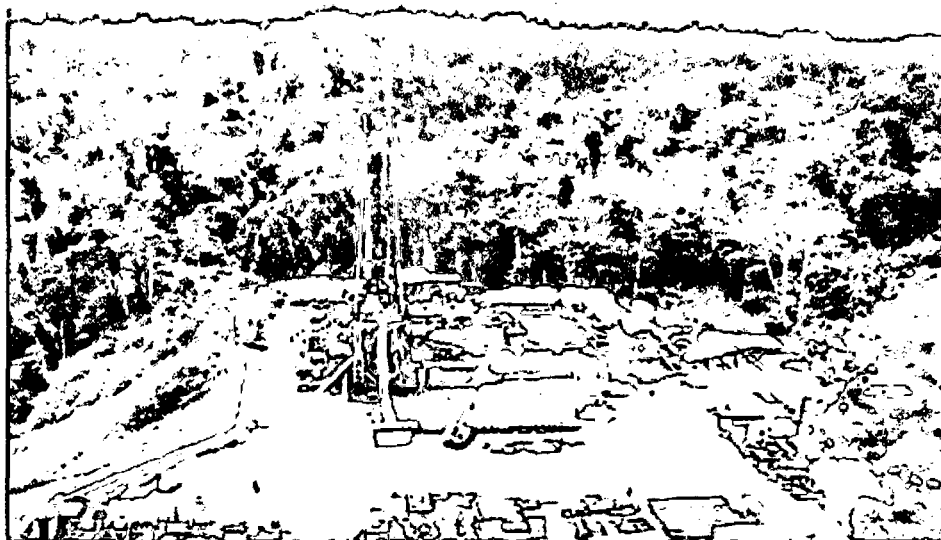


Figura 3.3 Yacimiento de Camisea [82]

Luego de la extracción, el gas pasa por una red de 80 Km. de extensión hasta llegar a la Planta de Separación de Las Malvinas localizada a orillas del Río Urubamba.

² La entrega en concesión de los Sistemas de Transporte y Distribución del Proyecto Camisea fue realizado por la agencia de promoción PROINVERSION al amparo del Texto Único Ordenado de las normas con rango de Ley que regulan la entrega en concesión al sector privado de las obras públicas de infraestructura y de servicios públicos, aprobado mediante Decreto Supremo N° 059-96-PCM.

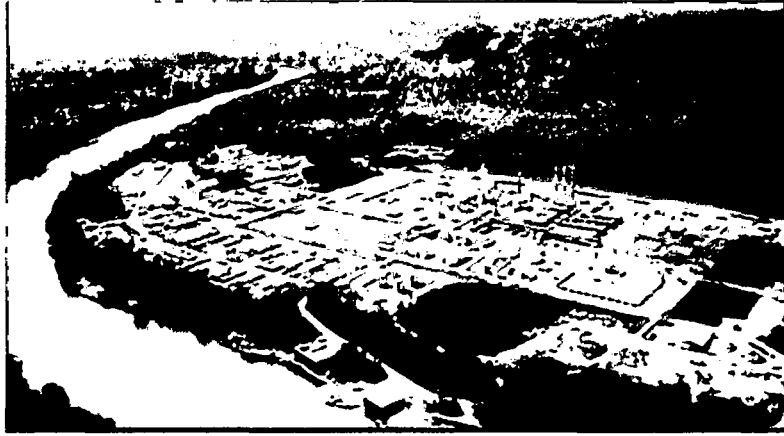


Figura 3.4 Vista actual de la Planta de Separación de Gas Natural: Las Malvinas [83]

Esta planta efectúa una separación primaria que divide los condensados y el agua del gas natural, y se estabilizan los condensados que vienen con el gas. Luego, en una planta criogénica se separan los hidrocarburos líquidos restantes en el gas. Una vez finalizado este proceso, el gas procesado va a una planta compresora a partir de la cual se inyectan el gas seco y los líquidos del gas natural a los ductos principales para ser transportados a la costa. El gas natural extraído en exceso es reinyectado a los reservorios.

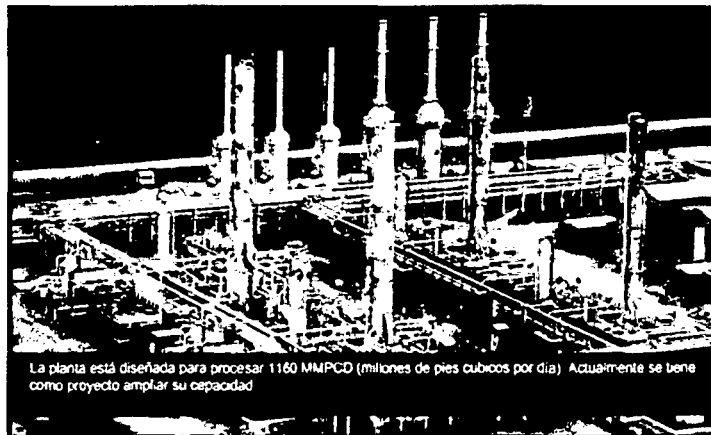


Figura 3.5 Área Criogénica de la Planta Las Malvinas [83]

La etapa de transporte implicó la operación de dos ductos paralelos: uno de 730 Km. para el gas natural seco y otro de 560 Km. para el transporte de líquidos. Los ductos atraviesan los departamentos del Cusco, Ayacucho, Huancavelica, Ica y

Lima. El ducto de líquidos llega hasta la planta de fraccionamiento ubicada en la playa Lobería en Pisco, mientras que el de gas natural seco a partir del punto de derivación continua hasta llegar al *City Gate* ubicado en Lurín.

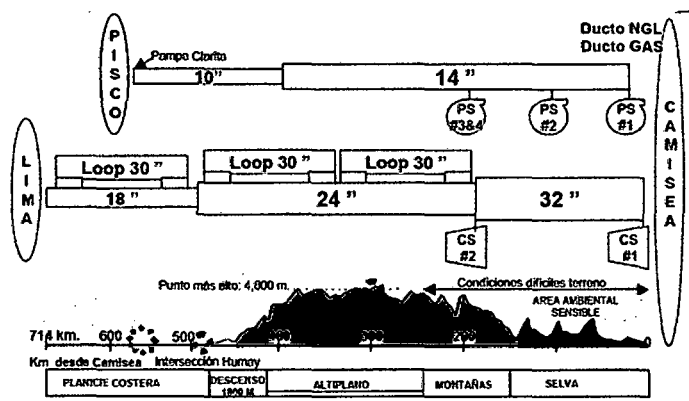


Figura 3.6 Esquema del Sistema de Transporte de Gas Natural y Líquidos de Gas Natural (NGL) [80]

Finalmente, la etapa de distribución del gas natural en Lima y Callao, implicó la construcción de un sistema de distribución de gas natural, la operación y mantenimiento de dicho sistema, así como la prestación del servicio de distribución de gas natural en el área de la concesión. En esta etapa, el operador recibe el gas en el *City Gate* de Lurín para luego transportarlo a través de una red de ductos troncales de alta presión con una longitud aproximada de 62 Km que atraviesa la ciudad de Lima y llega hasta una estación terminal en Ventanilla.



Figura 3.7 Red de Distribución de Gas Natural en Alta Presión en Lima y Callao [83]

Esta red sirve para entregar gas natural a empresas del sector industrial y a las centrales térmicas que lo requieran. En la etapa posterior a la construcción de la red

principal de distribución, redes adicionales de media y baja presión deben añadirse gradualmente en la medida que aumente la demanda por parte de las industrias y de los consumidores residenciales.

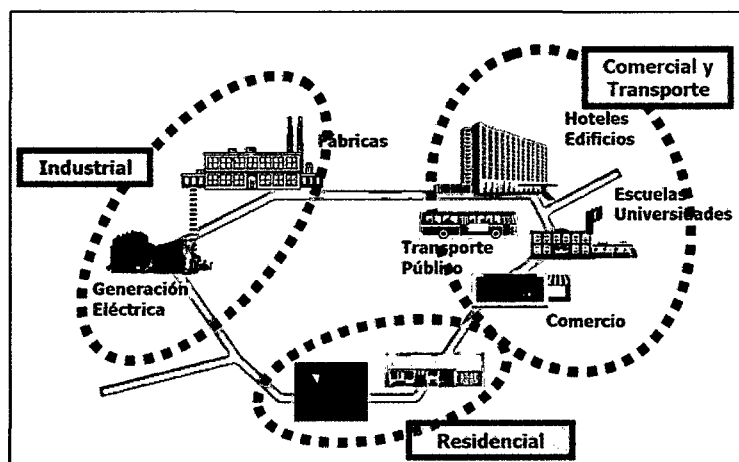


Figura 3.8 Segmentos del Mercado de Distribución de Gas Natural [80].

0.2.3. COMPOSICIÓN DEL GAS DE CAMISEA

Como ya se mencionó, la composición del gas natural es variable y dependerá del campo y el reservorio del cual se extrae. El gas producido en un pozo de gas o el producido con petróleo crudo, nunca es precisamente de la misma composición que el gas producido en otro pozo, aun cuando los pozos estén en el mismo campo y su producción provenga del mismo reservorio.

El gas natural está formado por una mezcla de hidrocarburos en estado gaseoso por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos desde el metano (CH_4) hasta el heptano y componentes más pesados ($\text{C}_7\text{H}_{16}^+$ ó C_7^+).

La composición típica (% volumen) de los hidrocarburos provenientes de los Yacimientos (Lote 88 y 56) de Camisea está constituida aproximadamente por 83% de metano, 9% de etano, 3% de propano, 1% de butano, 1% de pentano y 3% de otros compuestos como el nitrógeno y dióxido de carbono e hidrocarburos de más alto peso molecular que los anteriores.

Componente (% Vol)	Lote 88		Lote 56	
	San Martin	Cashirirari	Pagoreni	Promedio
Nitrógeno	0,8	0,8	1,1	0,9
Dióxido de Carbono	0,2	0,5	0,2	0,3
Metano	82,1	85,4	81,3	82,9
Etano	9,7	7,8	9,7	9,0
Propano	3,1	2,6	3,6	3,1
i-Butano	0,4	0,4	0,5	0,4
n-Butano	0,8	0,7	1,0	0,8
i-Pentano	0,3	0,2	0,3	0,3
n-Pentano	0,3	0,2	0,3	0,3
Hexanos+	2,3	1,4	1,9	1,9

Tabla 3.4 Composición Volumétrica del Gas de Camisea [14] [15] [72]

La composición del gas natural de Camisea en promedio en % molar, como se transporta a diversos puntos de entrega es la siguiente:

Componente	% Mol
Nitrógeno	0,9366
CO ₂	0,2922
Metano	88,8026
Etano	9,9290
Propano	0,1047
n-Butano	0,0024
i-Butano	0,0018
n-Pentano	0,0001
i-Pentano	0,0001
Hexano	0,0003
Heptano	0,0002
Octano y pesados	0,0001
Total	100.00
Peso Molecular	17,72

Tabla 3.5 Composición Volumétrica del Gas de Camisea [73]

Una característica importante en la composición del gas natural de Camisea es la cantidad de etano presente, el mismo que es fundamental para que el gas tenga el alto poder calorífico. Asimismo, es preciso recalcar que este componente debería ser

aprovechado para la industria petroquímica, para la generación de altos valores agregados.

De otro lado, como se puede apreciar el gas natural de Camisea, contiene componentes no hidrocarburos, como el N_2 y CO_2 . Asimismo, contiene cantidades muy despreciables de H_2S por lo que no es considerado como un gas ácido.

Con relación al CO_2 , componente inorgánico más común que se encuentra en el gas natural, es similar que los hidrocarburos, es inodoro, incoloro e insípido, normalmente es inactivo químicamente; sin embargo, a condiciones de elevadas presiones y en presencia de agua, como son las condiciones imperantes en líneas y equipos de inyección de gas para mantenimiento de presiones de fondo, éste compuesto reacciona con el agua para formar ácido carbónico (H_2CO_3), el cual a su vez se ioniza en agua para dar iones de bicarbonato que atacan al hierro de las aleaciones de acero formando bicarbonato ferroso ($Fe(HCO_3)_2$), siendo este último a diferencia del acero muy frágil, poroso y fácilmente es arrastrado por la corriente de gas. Este ciclo se repite una y otra vez disminuyendo el espesor de las paredes metálicas de recipientes y tuberías.

En la industria se combate la acción del CO_2 removiéndole de la corriente de gas mediante la absorción en dietanolamina o monoetanolamina o cualquiera de los numerosos métodos químicos patentados. También se le combate removiendo el agua con lo cual se elimina al mismo tiempo el medio propicio para que ocurra la reacción de corrosión.

El nitrógeno es otro componente que se encuentra en el gas natural, éste es inodoro, incoloro, insípido y químicamente inerte; sin embargo, cuando se encuentra en altas concentraciones tiene el efecto de reducir el poder calorífico del gas natural debido a que es un elemento incombustible, su eliminación es costosa y solo se realiza mediante la licuefacción de la corriente de gas y posterior destilación fraccionada de la mezcla líquida.

0.3. PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

Las propiedades del gas natural sin refinar son variables debido a que la composición de éste nunca es constante, por lo que sus propiedades y comportamiento se entiende mejor por las propiedades y el comportamiento de sus constituyentes.

El gas natural es incoloro, inodoro, insípido, sin forma y más ligero que el aire, es gaseoso a cualquier temperatura mayor de -161°C . Cuando está en su estado natural no se puede ver ni oler, en consecuencia por razones de seguridad se le agrega un odorante, a manera que se pueda detectar. Después de un tratamiento adecuado para la reducción de gases ácidos, odorizado y con un ajuste en el punto de rocío, puede ser vendido de acuerdo a los límites prescritos de presión, poder calorífico e índice de Wobbe.

Propiedades	Valor
Relativa masa molar	17 – 20
Contenido de carbón, % peso	73,3
Contenido de H ₂ , % peso	23,9
Contenido de O ₂ , % peso	0,4
Ratio atómico H ₂ /Carbón	3 – 4
Densidad Relativa a 15°C	0,72 – 0,81
Temperatura de ebullición, °C	-162
Temperatura de Autoignición, °C	540 – 560
Número de octano	120 – 130
Número de metano	69 – 99
Ratio Estequiométrico aire/combustible, peso	17,2
Vapor de inflamabilidad, % volumen	5 – 15
Inflamabilidad	0,7 – 2,1
Calefacción/valor calorífico, MJ/kg.	38 – 50
Estequiometría lower heating, MJ/kg.	2,75
Concentración de metano, % volumen	80 – 99
Concentración de etano, % volumen	38 – 50

Concentración de N ₂ , % volumen	0,1 – 1,5
Concentración de CO ₂ , % volumen	1 – 5
Concentración de azufre, ppm	< 5
Formación específica CO ₂ , g/MJ	38 – 50

Tabla 3.6 Rango de Propiedades del Gas Natural [74]

Los diferentes hidrocarburos que forman el gas natural pueden ser separados utilizando sus diferentes propiedades físicas, como peso, temperatura de ebullición o presión de vapor. Dependiendo del contenido de hidrocarburos de alto peso molecular, el gas natural puede ser considerado rico o pobre.

0.4. USOS DEL GAS NATURAL

La utilización del gas natural para el desarrollo de un país no solo lo involucra a éste, sino también a sus líquidos, tales como el gas licuado de petróleo (GLP), naftas. Cabe precisar que, el gas natural puede utilizarse como combustible o como insumo para obtener otros productos.

En caso de utilizarse como combustible, su uso más generalizado es en centrales térmicas generadoras de electricidad, otro uso es en la industria, que se utiliza en hornos de alta, media y baja temperatura, de acuerdo a sus propias necesidades. También se emplea en la industria siderúrgica y el uso más importante en la industria petroquímica.

Actualmente, en el país, el gas natural se utiliza mayormente en la generación de energía eléctrica, desplazando a otros combustibles como el petróleo, el GLP y el carbón para generarla, con resultados positivos para todos los usuarios finales. Igualmente ha beneficiado al sector industrial, residencial y transporte, ya que como combustible es más barato que los otros que existen en el mercado, generando mayor ahorro y/o utilidades.

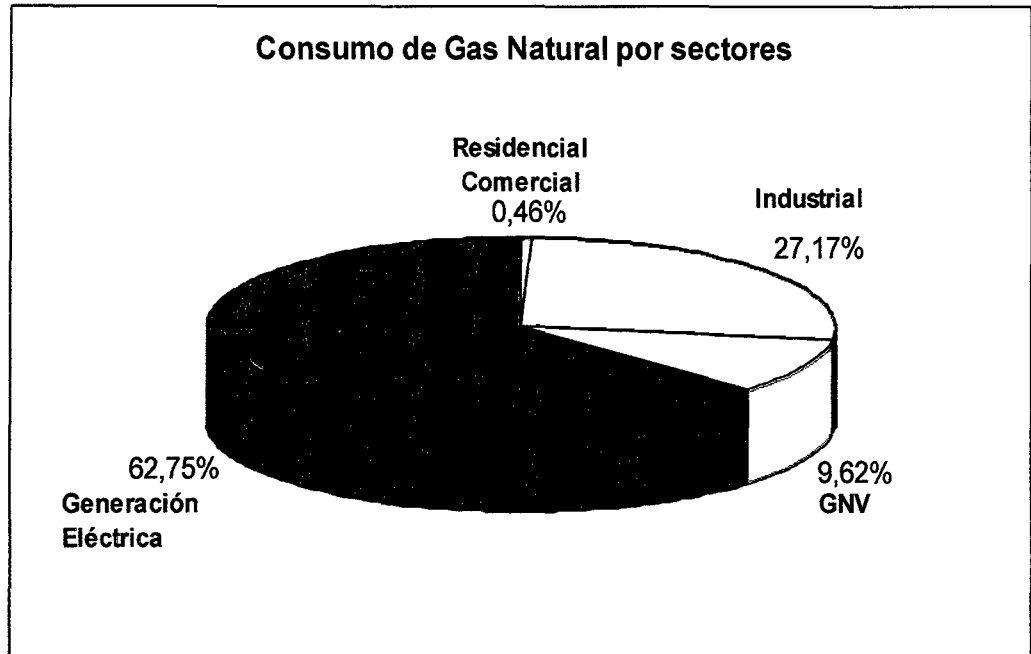


Figura 3.9 Consumos de Gas Natural por sectores [71] [73].

0.5. PRECIO DEL GAS NATURAL EN EL MERCADO

3.5.1. PRECIO FINAL DEL GAS NATURAL DE CAMISEA

El precio final al usuario del gas de natural en Lima y Callao, está compuesto por los siguientes conceptos:

- Precio del gas natural en “Boca de Pozo” (en Camisea).
- Tarifa de la Red Principal, compuesta solamente por la tarifa de transporte (desde Camisea hasta Lurín), dado que la tarifa de red principal de distribución quedó sin efecto cuando entró en vigencia la Tarifa Única de Distribución, hecho que se dio el 08 de mayo de 2010.
- Tarifa Única de Distribución (TUD), mediante el Decreto Supremo N 048-2008-EM y la Adenda al Contrato BOOT de Concesión de Distribución de Gas Natural por Red de Ductos en Lima y Callao, suscrita el 06 de mayo de 2010, las Tarifas de la Red Principal de Distribución se unificaron con las Tarifas de las Otras Redes, sustituyéndose en un solo sistema denominado TUD.

$$\text{PRECIO FINAL} = \text{PRECIO BOCA DE POZO} + \text{TARIFA RED PRINCIPAL} + \text{TUD}$$

Figura 3.10 Estructura del Precio del Gas Natural

El precio del gas natural en Camisea, o a la salida de la planta de gas (donde se produce la separación de los líquidos), no se encuentra regulado por el OSINERGMIN y sólo está sometido, para el caso de Camisea, a los topes máximos definidos en los contratos de licencia.

En el caso de la Red Principal, la distribución (otras redes) y las Acometidas (topes máximos), las tarifas son reguladas por OSINERGMIN, siendo que las Tarifas de Transporte y Distribución de Gas Natural por Ductos en Alta Presión (Red Principal) se fijan cada 02 años, mientras que las tarifas de distribución correspondiente a las Otras Redes se fijan cada 04 años. Dichas Resoluciones incluyen fórmulas de actualización de tarifas para los periodos comprendidos entre regulaciones.

El Precio del Gas Natural en Boca de Pozo es pactado libremente por el productor y sus clientes en sus respectivos contratos de suministro. Para el caso del gas natural de Camisea (Lote 88), el precio del gas natural en “Boca de Pozo” no es materia regulada por OSINERGMIN, por lo que una especie de regulación se ha introducido en el contrato de licencia para establecer precios máximos según el tipo de consumidor. De acuerdo con el Contrato de Licencia de Explotación del Lote 88 en su cláusula 8.4.4.1 literal a) se señala que a la fecha de inicio de la extracción comercial, el Precio Realizado máximo será de 1,00 US\$/MBTU para el generador eléctrico y de 1,80 US\$/MBTU para los demás usuarios.

El valor del Precio Realizado máximo básico del gas natural para el sector eléctrico fue determinado asumiendo un modelo de competencia perfecta para el negocio del gas natural teniendo por objeto maximizar la utilidad del productor del gas natural.

Dichos precios máximos se reajustan mediante un Factor de Reajuste (FA) definido en el mismo contrato y sus adendas. Asimismo; el Precio del Gas Natural en Boca de Pozo, pactado en los respectivos contratos incluye fórmulas de actualización para que dicho precio conserve su valor en el tiempo.

3.5.2. PRECIOS DEL GAS NATURAL EN EL MUNDO

Con relación a los precios internacionales del gas natural se muestra que en el periodo de los años 1996 - 2000, se presentaron los precios más bajos, debido a la influencia de los precios de petróleo. Generalmente los precios del gas natural son más altos en los mercados de consumo (Japón, Europa, OECD, UK) que en las zonas productoras (Alberta y Henry Hub).

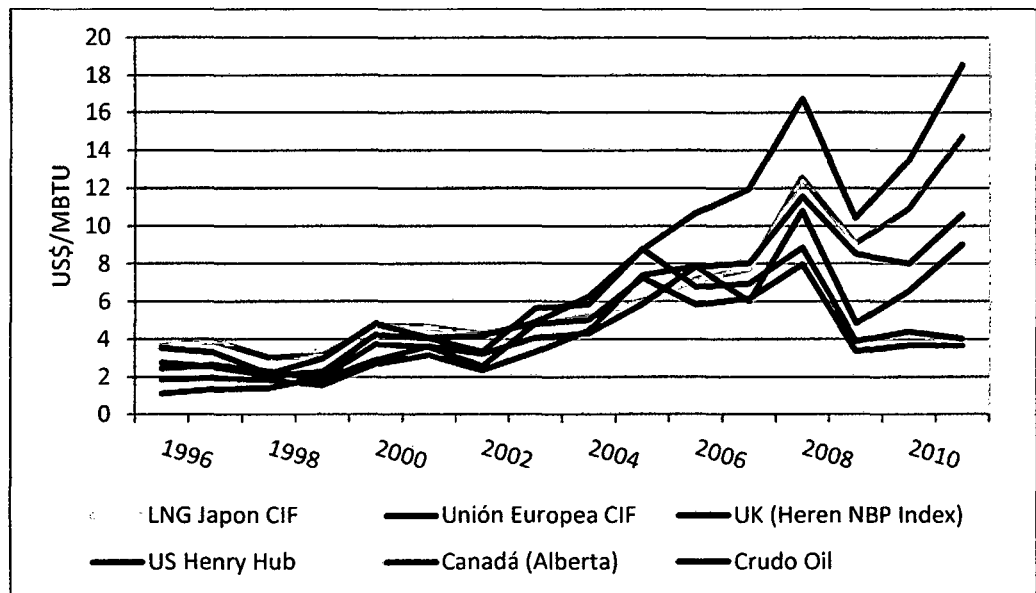


Figura 3.11 Precios del Gas Natural en el Mundo [6]

Un hecho curioso es que, a partir del año 2002, los incrementos de precios del gas natural en el Japón no han sido tan fuertes como los ocurridos en los otros mercados. Esto se debe a que los contratos de importación de los consumidores japoneses (en su mayoría empresas eléctricas) tienen fórmulas de indexación de precios con participación del carbón como sustituto eléctrico.

Asimismo, es preciso indicar que los precios del gas natural en Estados Unidos en los últimos años (2009 – 2011), ha caído considerablemente por la producción del gas natural convencional en dicho país.

0.6. RESERVAS DE GAS NATURAL

Para poder entender algunos términos en el desarrollo de las reservas de gas natural, se darán a conocer las siguientes definiciones:

- **Reservas**, son las cantidades de petróleo y gas que se consideran que son comercialmente recuperables a través de la implementación de proyectos de desarrollo sobre acumulaciones conocidas, a partir de una fecha dada hacia adelante, bajo condiciones definidas. Las reservas deben satisfacer cuatro criterios: i) deben haber sido descubiertas, ii) ser recuperables, iii) ser comerciales y iv) estar remanentes (a la fecha de la evaluación) basadas en el proyecto de desarrollo de ser implementados [8].
- **Reservas Desarrolladas**, son cantidades esperadas a ser recuperadas a través de los pozos y las facilidades existentes. Las reservas son consideradas desarrolladas solo después que el equipo necesario ha sido instalado, o cuando los costos a realizar son relativamente menores [8].
- **Reservas No Desarrolladas**, son cantidades esperadas para ser recuperado a través de inversiones futuras.
- **Reservas Probadas**, son las cantidades de petróleo y gas natural, que por análisis de los datos de geociencias y de ingeniería de reservorios, pueden ser estimadas con razonable certeza a ser comercialmente recuperables, a partir de una fecha en adelante, de reservorios conocidos y bajo condiciones económicas, métodos de operación y regulaciones comerciales. Si se utilizan los métodos determinísticos, el término certeza razonable expresa un alto grado de confianza que las cantidades sean recuperadas. Si se utilizan los métodos probabilísticos,

debe haber al menos una probabilidad del 90% que las cantidades recuperadas serán iguales o excederán el estimado. [8]

- **Reservas Probables**, son las reservas adicionales que el análisis de los datos de geociencias y de ingeniería de reservorios indican que son menos probables de ser recuperados que las reservas probadas pero más ciertas de ser recuperadas que las reservas posibles. Es igualmente probable que las cantidades remanentes recuperadas sean menores que la suma de las reservas Probadas y Probables (2P). En este contexto, cuando se utilizan los métodos probabilísticos, debe existir al menos una probabilidad del 50% que las cantidades recuperadas serán iguales o excederán la estimación 2P [8].
- **Reservas Posibles**, son las reservas adicionales que el análisis de los datos de geociencias y de ingeniería de reservorios sugiere que es menos probable de ser recuperadas que las reservas probables. Las cantidades totales recuperadas del proyecto tienen una baja probabilidad para exceder la suma de las Reservas Probadas más las Probables más las Posibles (3P), que es equivalente al escenario alto. En este contexto, cuando se utilizan los métodos probabilísticos, debe haber al menos un 10% de probabilidad que las cantidades recuperadas serán iguales o excederán la estimación 3P. [8]

3.6.1. RESERVAS DE GAS NATURAL EN EL PERÚ

Las reservas probadas de gas natural desarrolladas y no desarrolladas más importantes del país se encuentran en el área de Camisea, en los Lotes 88 y 56 ubicados en la selva sur del país y operados por la empresa Pluspetrol.

Asimismo, en el año 2011 se produjeron descubrimientos importantes en los lotes 57 y 58.

Es preciso indicar que, para los próximos 3 ó 4 años se dispone de datos que muestran las inversiones resultantes de los compromisos de trabajo suscritos por los nuevos contratos gracias al esfuerzo de Perupetro, en especial las inversiones

realizadas en Lotes en la cuenca de Camisea – Repsol y Petrobras y los planes de exploración que viene ejecutando los contratistas actuales (Pluspetrol en los lotes 56 y 88).

De acuerdo a lo señalado en el Libro de Reservas 2011 se han perforado 02 pozos en la estructura Mipaya del Lote 56 y 01 nuevo pozo en la estructura Kinteroni Sur del Lote 57, hecho que ha consolidado la información de las reservas probadas de gas natural.

Actualmente se cuenta con un marco de reservas de Gas Natural que asegura confortablemente el abastecimiento del mercado en los próximos 20 años y más. A las Reservas Probadas hay que añadir Reservas Probables que, con las perforaciones a realizarse, deben pasar a la categoría Probada; la tasa de éxito en la exploración de la cuenca sub-andina en la zona de Camisea (Lotes 56, 57, 58 y 88).

Reservas de Gas Natural (BCF) al 31 de diciembre de 2011

Lote	Compañía	Probadas Desarrolladas	Probadas Desarrolladas	No Total Probadas	Probables	Posibles
Operadora						
Contratos en Explotación/Declaración Descubrimiento Comercial						
88	Pluspetrol	7 308,9	1 116,0	8 424,9	3 532,6	2 083,9
56		1 015,2	1 287,2	2 302,4	1 283,1	620,0
57	Repsol	0,0	562,7	562,7	880,5	1 635,3
Sub Total						
Contrato en Exploración						
58	Petrobras	0.0	0.0	0.0	2,265	770
Total		8 324.1	2 965.90	11 290.0	5 696.0	5 109.2

Tabla 3.7 Reservas de Gas Natural a diciembre 2011 [69].

Finalmente, considerando que la seguridad del suministro debe mantenerse con una política que permita mantener un nivel adecuado de inversiones en exploración y desarrollo de campos.

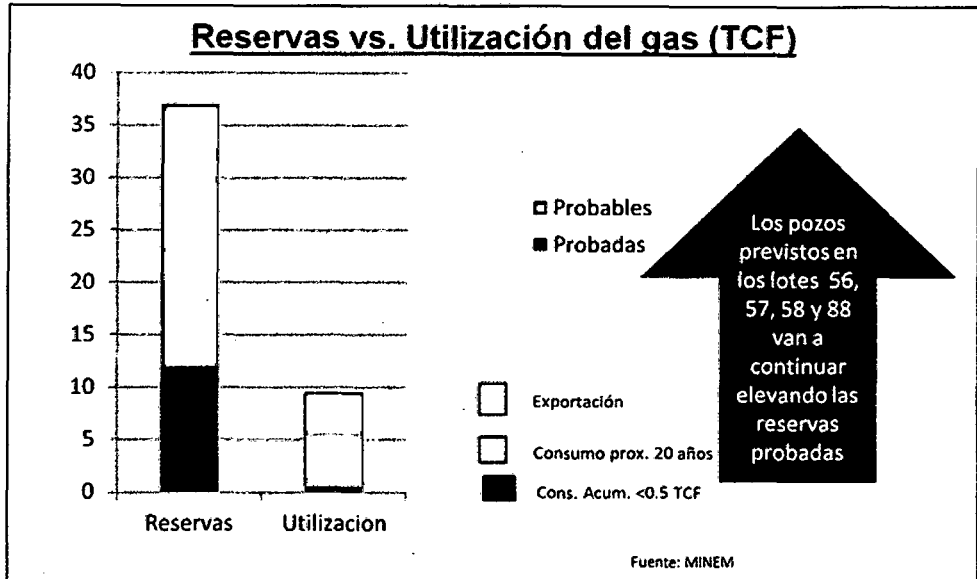


Figura 3.12 Reservas y Utilización del gas natural (TCF) [70]

En lo que corresponde a la realidad de las reservas probadas en Sudamérica, se tiene que Venezuela es el país con la mayor cantidad de gas natural, que supera radicalmente a los demás países, en tanto Perú se encuentra en una buena posición, como se puede apreciar en la figura siguiente:

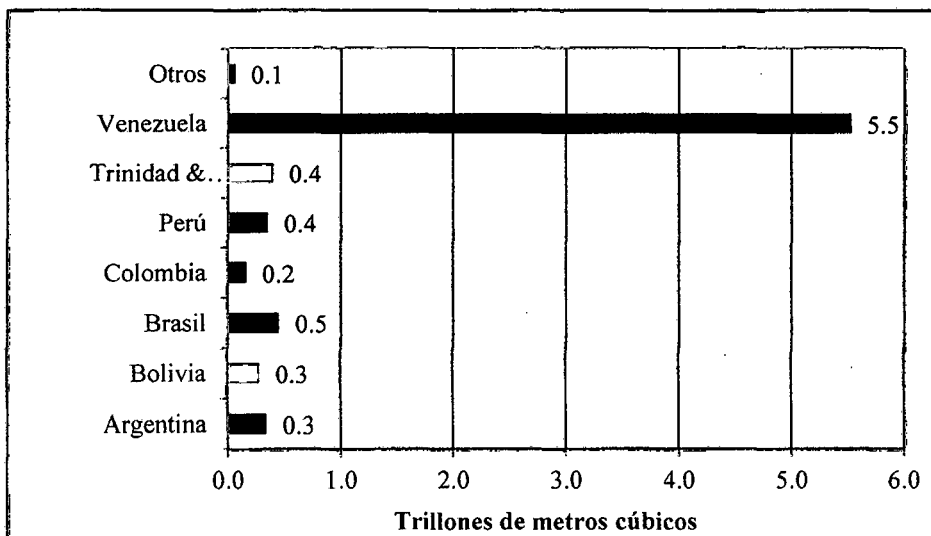


Figura 3.13 Reservas Probadas de Gas Natural en Sudamérica al año 2011 [6]

3.6.2. RESERVAS DE GAS NATURAL EN EL MUNDO

En cuanto a reservas en el mundo, el panorama es el siguiente:

Región	Gas (TCF)	
	2009	2010
Norte América	349,61	349,61
Centro y Sur América	264,86	261,32
Europa y Eurasia	2 224,82	2 228,35
Medio Oriente	2 673,32	2 676,85
Africa	519,12	519,12
Asia Pacífico	557,97	572,09
TOTAL MUNDO	6 589,7	6 607,34

Tabla 3.8 Reservas Gas Natural (TCF) [69]

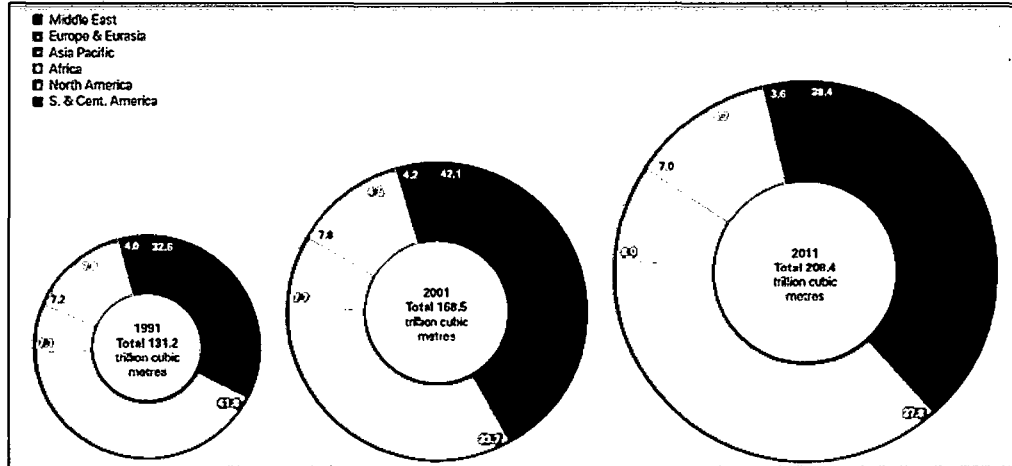


Figura 3.14 Distribución de las Reservas probadas en el mundo [6]

De acuerdo a las estadísticas de BP, las reservas probadas de gas natural a nivel mundial con las que se cuentan a finales del 2011, serán suficientes para cubrir 63,6 años de producción.

3.7. SITUACION ACTUAL DEL SISTEMA DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL

3.7.1. SISTEMA DE TRANSPORTE DE GAS NATURAL OPERADO POR TRANSPORTADORA DE GAS DEL PERÚ S.A.

Mediante Resolución Suprema N° 101-2000-EM se otorgó a Transportadora de Gas del Perú (TGP) la concesión de transporte de gas natural por ductos de Camisea al City Gate en Lima, en los términos y condiciones del Contrato BOOT de Concesión de Transporte de Gas Natural por Ductos de Camisea al City Gate en Lima. El punto inicial del ducto estará ubicado en la zona denominada Las Malvinas, provincia de La Convención, departamento de Cusco y el punto final del ducto estará ubicado a la entrada del City Gate, en la provincia y departamento de Lima.

El sistema de transporte, entró en operación comercial el 18 de agosto de 2004, inicialmente fue diseñado para trasladar 314 millones de pies cúbicos por día de gas natural (MPCD). Posteriormente, el 01 de abril de 2010 entró en operación la Planta Compresora Chiquintirca (Ayacucho), la que junto con el denominado “Loop de la Costa” de 107 Km., incrementaron la capacidad del Sistema de Transporte de Gas Natural por Ductos de Camisea al City Gate hasta los 450 MPCD.

Con la ampliación mencionada, se alcanzó el nivel máximo de capacidad establecida en el Contrato BOOT Concesión de Transporte de Gas Natural por Ductos de Camisea al City Gate. Sin embargo, considerando que la demanda de gas natural se incrementó por encima del mínimo establecido en el Contrato BOOT, mediante Resolución Suprema N° 041-2010-EM, se aprobó la adenda al Contrato BOOT, la misma fue suscrita el 04 de junio de 2010, con la finalidad de ampliar en diversas fases la Capacidad de Transporte hasta un total de 920 MPCD en tres etapas:

- Interconexión con el Ducto Principal de Perú LNG con lo cual se amplió la capacidad a 530 MPCD, para dicho propósito se aprobó el Acuerdo para el

Incremento y Uso de la Capacidad de Transporte del Ducto Principal, mediante la Resolución Suprema N° 040-2010-EM.

- Construcción de un ducto paralelo en la zona selva de aproximadamente 120 Km, el cual cruzaba el Santuario de Megantoni; sin embargo este proyecto fue reemplazado por la construcción de un ducto paralelo de aproximadamente 60 km y una planta de compresión en la progresiva KP 127, en la provincia de La Convención, departamento de Cusco, este último proyecto forma parte de la Adenda al Contrato BOOT aprobada con Resolución Suprema N° 024-2011-EM que se suscribió el 18 de abril de 2011. Este proyecto permitirá incrementar la capacidad de transporte de 530 MPCD a 850 MPCD de gas natural.
- Finalmente de acuerdo a lo que requiera la demanda, se establecerá el año en el que se incrementará la capacidad del sistema de transporte a 920 MPCD.

Actualmente, el sistema de transporte de gas natural de Camisea tiene el siguiente esquema:

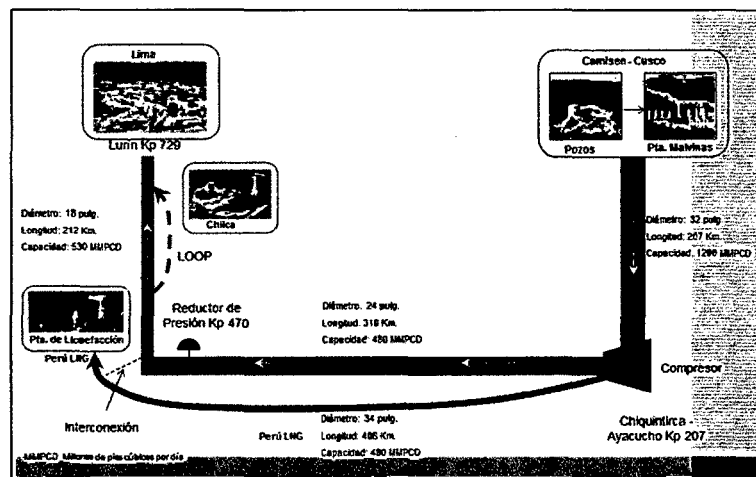


Figura 3.15 Sistema de Transporte de Gas Natural de Camisea [70]

3.7.2. DUCTO PRINCIPAL DE GAS NATURAL OPERADO POR PERU LNG S.R.L.

La Planta de Licuefacción de Pampa Melchorita perteneciente a la empresa Perú LNG S.R.L. se ubica entre los kilómetros 167 y 170 de la carretera

Panamericana Sur, en el distrito de San Vicente de Cañete, en el departamento de Lima.

A finales de 2005, la compañía Perú LNG comenzó el desarrollo del proyecto, asignando el desarrollo de la ingeniería de detalle, procuración de materiales, puesta y operación por dos años, a la compañía Chicago Bridge & Iron (CB&I).

Esta planta de procesamiento de gas natural tiene una capacidad para procesar 625 millones de pies cúbicos por día (MPCD) de gas natural y cuenta con un ducto de 34" de diámetro por 408 kilómetros de longitud, y una capacidad de producción de 4.4 millones de toneladas métricas por año (MTA) de gas natural licuado para ser exportados mediante cargueros de gas natural licuado. A continuación se muestra un esquema del ducto principal de Perú LNG vinculado con el gasoducto operado por Transportadora de Gas del Perú:

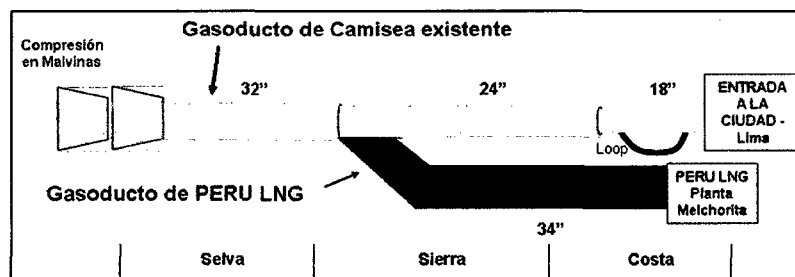


Figura 3.16 Gasoducto de la empresa Perú LNG S.R.L [70]

3.7.3. PROYECTO GASODUCTO ANDINO DEL SUR A CARGO DE KUNTUR TRANSPORTADORA DE GAS DEL PERÚ S.A.C.

El 26 de setiembre de 2008 mediante Resolución Suprema N° 040-2008-EM, se otorgó a la empresa Kuntur Transportadora de Gas S.A.C. la Concesión de Transporte de Gas Natural por ductos de Camisea al Sur del país. El 06 de octubre de 2008 se suscribió el Contrato de Concesión del Sistema de Transporte de Gas Natural para el Sur del país, entre representantes de la empresa Kuntur Transportadora de Gas del Perú S.A.C. y el Estado Peruano.

Este proyecto considera la instalación de un gasoducto para transportar gas natural desde Camisea hasta los departamentos de Cusco, Puno, Arequipa y

coordinar, evaluar y elaborar la modificación del contrato. En la referida modificación del contrato, se está considerando incorporar al proyecto la construcción de un ducto para transportar líquidos de gas natural, diseñado para transportar etano, desde Camisea hasta la zona del Polo Petroquímico y la construcción de dos ramales adicionales al gasoducto principal, que llegarían hasta Quillabamba y Tacna; con estas modificaciones la nueva inversión estimada es del orden de los 4,800 MUS\$ (millones de dólares).

Asimismo Kuntur viene manteniendo conversaciones con PETROPERÚ S.A, con el fin que la empresa estatal pueda participar del negocio teniendo en cuenta la Ley N° 29817 – “Ley que declara de necesidad pública e interés nacional la construcción y operación del sistema de transporte de hidrocarburos y la creación de un polo industrial petroquímico, con fines de seguridad energética nacional”.

A continuación, se muestra el área de influencia del proyecto:

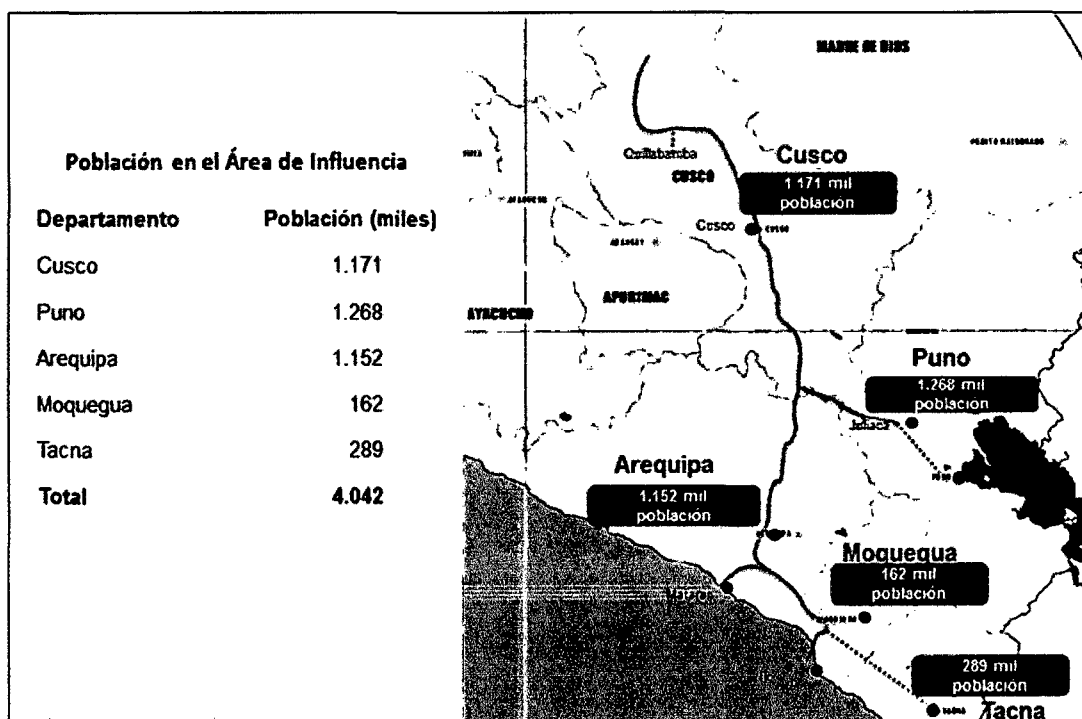


Figura 3.19 Área de Influencia del Gasoducto Andino del Sur [72]

3.7.4. DETERMINACIÓN DE LA TARIFA DE TRANSPORTE DEL DUCTO DEL SUR

El OSINERGMIN mediante la Resolución N° 194-2009-OS/CD publicada el 22 de octubre de 2009 fijó las tarifas básicas iniciales de transporte del Gasoducto Andino del Sur, de acuerdo al siguiente detalle:

Tarifa Básica Inicial	US\$/mil pies cúbicos	US\$/ mil m ³
Servicio Firme	2,51	88,71
Servicio Interrumpible GGEE	3,59	126,72
Servicio Interrumpible Otros	3,14	110,88

Tabla 3.9 Tarifa básicas de transporte del gasoducto [69].

Asimismo, el periodo de regulación es de 12 meses contados a partir del inicio de operación del mencionado gasoducto, es preciso indicar que el proyecto a cargo de Kuntur Transportadora de Gas del Perú S.A. no tiene una fecha determinada para que entre en operación comercial, toda vez que representantes del Estado Peruano y de dicha empresa vienen negociando el Contrato de Concesión, el mismo que establece la obligatoriedad de la operación del gasoducto. De otro lado, la referida tarifa se reajustará anualmente multiplicando la tarifa vigente por la Fórmula de Actualización.

4. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN EL PERÚ

La industria petroquímica es una plataforma fundamental para el crecimiento y desarrollo de importantes cadenas industriales; la automotriz y del transporte; la electrónica; la de construcción; la de los plásticos; la de los alimentos; la de los fertilizantes; la farmacéutica y la química, entre otras.

El Perú en la década de los 70, tuvo experiencia en plantas petroquímicas instaladas por la empresa Petroperú S.A., las plantas instaladas fueron la Planta Negro de Humo (15 000 Ton/año), Planta de Fertilizantes Urea (510 Ton/Año) y Amoniaco (300 Ton/Año) a partir del gas natural de la zona de Talara y Planta de Acetona (5 000 Ton/ Año). En 1992 se dio fin a la operación por la rentabilidad negativa de las plantas, las cuales no estaban con escalas adecuadas ni debidamente integradas.

Con la entrada en explotación del gas natural de Camisea en el año 2 004, se abrió la posibilidad de transformar no sólo en energía este hidrocarburo, si no también en darle un mayor valor agregado, mediante la instalación de plantas petroquímicas en el país, razón por la cual el Estado Peruano se ha encargado de promover el desarrollo de dicha industria.

4.1. PROMOCIÓN DE LA PETROQUÍMICA

En diciembre del año 2 007 el Estado orientado en promover la petroquímica, mediante la Ley de Promoción para el Desarrollo de la Industria Petroquímica – Ley N° 29163 declaró de interés nacional y de necesidad pública el fomento, la promoción y el desarrollo de la Industria Petroquímica dentro del marco de un desarrollo integral y equilibrado del país y mediante el apoyo a la iniciativa privada para el desarrollo y puesta en marcha de la infraestructura técnica, administrativa, operacional y de recursos humanos, a través de complejos petroquímicos descentralizados.

Asimismo, se cuentan con diversos dispositivos legales, que se mencionan a continuación:

- Decreto Supremo N° 066-2008-EM, que aprueba el Reglamento de la Ley N° 29163 (01.01.2 009).
- Ley N° 29690, que promueve el Desarrollo de la Industria Petroquímica Basada en el Etano y el Nodo Energético en el Sur del Perú (26.05.2 011).
- Ley N° 29817, que declara de necesidad pública e interés nacional la construcción y operación del sistema de transporte de hidrocarburos y la creación de un polo industrial petroquímico, con fines de seguridad energética nacional (22.12.2 011).

Dentro de todo el marco normativo, lo que busca el Estado es otorgar beneficios a los inversionistas interesados en el desarrollo de la industria petroquímica en nuestro país:

- Beneficios establecidos en la Ley N° 28176, Ley de Promoción de la Inversión en Plantas de Procesamiento de Gas Natural y en su Reglamento.
- Suscripción de Convenios con el Estado.
- Estabilidad del Impuesto a la Renta.
- Estabilidad Tributaria.
- Régimen especial de depreciación.
- Estabilidad Cambiaría.
- Régimen de Disponibilidad de Divisas.

4.2. DECLARACIÓN DE COMPLEJOS PETROQUÍMICOS

El Estado Peruano, bajo el amparo de la Ley N° 29163, Ley de Promoción para el Desarrollo de Industria Petroquímica, declaró como Zonas Geográficas Determinadas para la instalación de Complejos Petroquímicos de desarrollo descentralizado a las siguientes zonas:

Asimismo, entiéndase por Complejo Petroquímico a un conjunto de plantas petroquímicas instaladas en una zona geográfica determinada, en la cual se obtienen sinergias productivas y logísticas que le confieren ventajas comparativas, y donde se instala la infraestructura y los servicios que responden a las necesidades de la Industria Petroquímica.

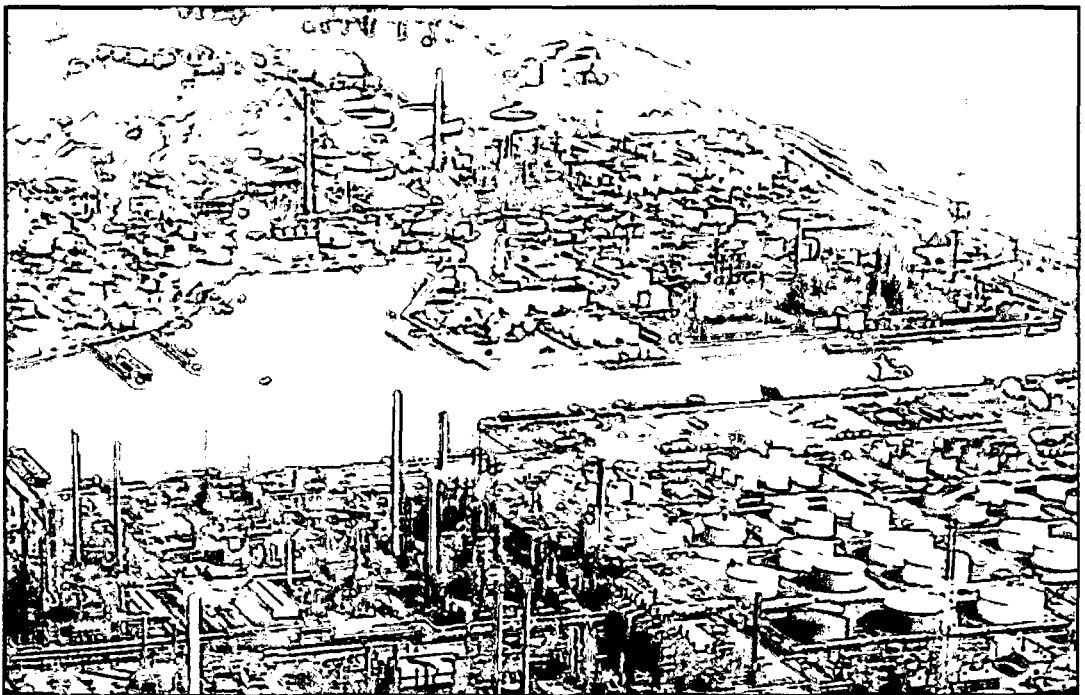


Figura 4.2 Polo Petroquímico: Antwerp Chemical Park (Bélgica) [85]

4.3. PROYECTOS PETROQUÍMICOS EN EL PERÚ

En el año 2 012 se contaron con cuatro proyectos, los cuales involucran petroquímica básica e intermedia, los mismos que son:

- Planta de Amoniaco-Nitrato de Amonio en Pisco (Nitratos del Perú).
- Planta de Amoniaco – Úrea en San Juan de Marcona (CFI).
- Planta Nitrato de Amonio (Orica).
- Planta de Etileno (Braskem – Petroperú).

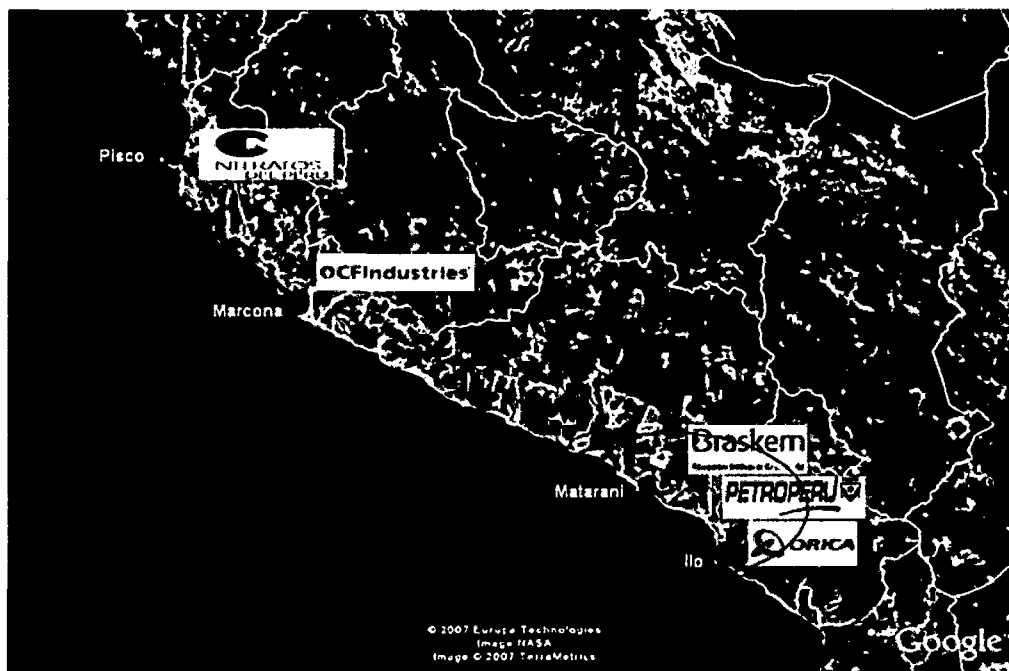


Figura 4.3 Ubicación Geográfica de los Proyectos Petroquímicos [72]

4.3.1. PLANTA DE AMONIACO-NITRATO DE AMONIO (NITRATOS DEL PERÚ)

Proyecto que se ubicará en Pisco, se planea construir una Planta de Amoníaco y de Nitrato de Amoníaco con capacidades de 2 060 TM/día y 1 060 TM/día respectivamente, estima consumir aproximadamente 76 millones de pies cúbicos por día de gas natural. Este proyecto ya cuenta con su Estudio de Impacto Ambiental aprobado por parte del Ministerio de Energía y Minas.

4.3.2. PLANTA DE AMONIACO – ÚREA EN SAN JUAN DE MARCONA (CFI).

Proyecto que se ubicará en Marcona, se planea construir una Planta de Amoníaco y de Úrea con capacidades de 2 600 TM/día y 3 850 TM/día respectivamente, estima consumir aproximadamente 99 millones de pies cúbicos por día de gas natural. Este proyecto ya cuenta con su Estudio de Impacto Ambiental aprobado por parte del Ministerio de Energía y Minas.

4.3.3. PLANTA NITRATO DE AMONIO (ORICA)

Proyecto que se ubicará en Ilo, se planea construir una Planta de Nitrato de Amonio con una capacidad de 300 000 TM/año, el Ministerio de la Producción – PRODUCE viene evaluando el Estudio de Impacto Ambiental (EIA) del proyecto, toda vez que se trata de petroquímica final.

4.3.4. PLANTA ETILENO (BRASKEM – PETROPERÚ)

La empresa estatal Petroperú S.A. y Braskem, la mayor productora de resinas termoplásticas de América, firmaron el 24 de noviembre de 2 011, un Memorando de Entendimiento para el análisis técnico y económico de la viabilidad de un proyecto petroquímico en Perú.

La planta se ubicaría en Ilo o Matarani, y tendría una capacidad de 1,2 millones de toneladas por año de etileno y polietileno, este proyecto es distinto a los ya mencionados, toda vez que su materia prima es el etano, hidrocarburo que se requerirá en aproximadamente 80 miles de barriles por día.

4.4. SITUACIÓN DE LA PETROQUÍMICA EN AMÉRICA LATINA

4.4.1. COMPLEJOS PETROQUÍMICOS EN AMÉRICA LATINA

PAIS	COMPLEJO	MATERIA PRIMA	PRODUCTOS PETROQUÍMICOS
México	Polo Petroquímico de Morelos	Gas Natural, productos intermedios de refinería	Etileno, Polietileno, Amoniaco, Metanol
	Complejo de Escolin		Etileno, Polietileno
	Polo Petroquímico de Pajaritos		Etileno, Polietileno, Amoniaco, Metanol
	Polo Petroquímico de Cangrejera	Gas Natural	Etileno, Polietileno, Amoniaco, Metanol
Colombia	Complejo de Barrancabermeja	Productos intermedios de Refinería	Etileno, Polietileno
Venezuela	Complejo el Tablazo (Ana Maria Campos)	Productos Intermedios de Refinería, Gas Natural	Etileno, Propileno, Amoniaco/Urea, Polietileno, Polipropileno, Otros

	Complejo Morón, Complejo Anzoátegui	Gas Natural	Urea/Fertilizantes/Metanol
Chile	Complejo de Talcahuano	Productos intermedios de Refinería	Polietileno
	Concepción	Gas Natural	Metanol
Trinidad y Tobago	Complejo AUM	Gas Natural	Amoniaco, Urea
	Complejo Metanol M5000		Metanol
Argentina	Polo Petroquímico de San Lorenzo	Productos Intermedios de Refinería y Gas Natural	Etileno, Polietileno, Polipropileno
	Complejo de Luján de Cuyo		Propileno, Polipropileno
	Complejo La Ensenada	Nafta de Refinería	Propileno, Polipropileno
	Complejo Dock Sud	Productos Intermedios de Refinería, Gas Natural	Propileno, Polipropileno
	Complejo de Bahía Blanca	Gas Natural	Amoniaco, Urea, Etileno, Propileno PEBD, PELBD, PEAD, PELAD
Brasil	Complejo de Suape	Productos Intermedios de Refinerías	Etileno, Polietileno
	Polo de Camacari	Gas Natural (Importación de Bolivia), Productos Intermedios de Refinería (Nafta)	Etileno, Propileno, LDPE, HDPE, LLDPE, Polipropileno, Metanol, Úrea
	Complejo de Río de Janeiro	Gas Natural, Propano, Refinería	Etileno, HDPE, LLPDE, Polipropileno, Otros
	Polo de Sao Paulo	Productos Intermedios de Refinerías	Etileno, Propileno, LDPE, HDPE, Polipropileno, HDPE
	Polo del Triunfo	Productos Intermedios de Refinería (Nafta)	Etileno, Propileno, LDPE, HDPE, LLDPE, Polipropileno

Cuadro 4.1 Resumen de Petroquímica [25]

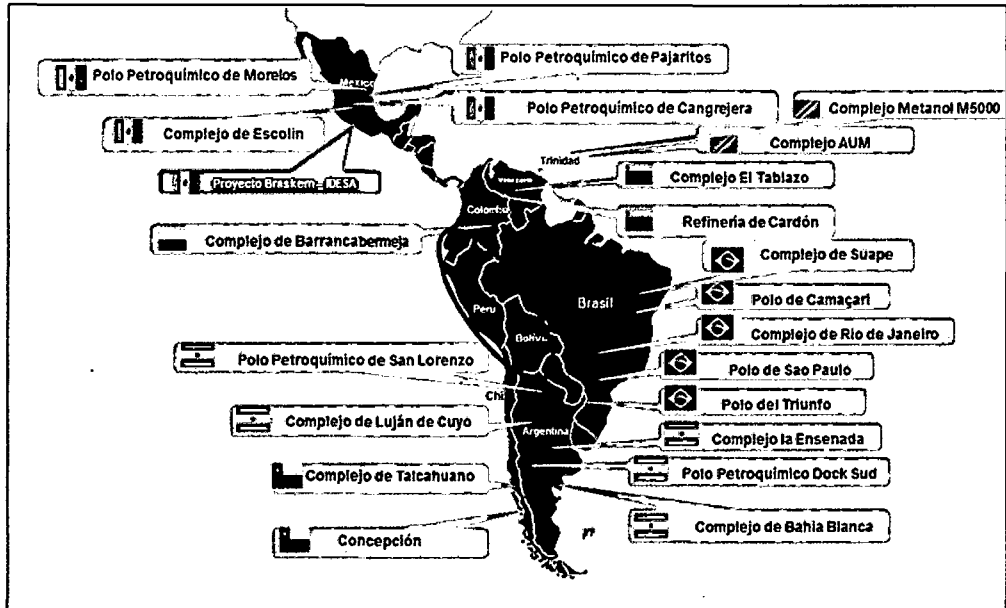


Figura 4.4 Ubicación de Complejos Petroquímicos en América Latina [25]

4.4.2. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN MÉXICO

- México tiene materia prima petróleo y gas natural.
- Desarrolla su industria petroquímica alrededor de Pemex y su mercado interno con proteccionismo.
- El Rol del Estado es decisivo para el desarrollo.
- Posterior ingreso del sector privado a la petroquímica secundaria y primaria asociada a Pemex.
- Algunos complejos y plantas tienden a ser integrados de economía y escala mundial.
- Posee gran mercado interno.

4.4.3. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN TRINIDAD Y TOBAGO

- País rico en gas natural con mercado interno muy pequeño.
- Buena ubicación geográfica para exportación a mercados externos.

- Desarrolla su industria petroquímica con la exportación de gas natural licuado (GNL) y mantiene su ciclo exploratorio activo mayormente con capital privado internacional. Dicho país muestra condiciones de seguridad jurídica y mercados para gestionar inversiones para producción de GNL y productos petroquímicos.

4.4.4.INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN COLOMBIA

- Colombia cuenta con materia prima en líquidos y gas natural.
- La petroquímica esta poco desarrollada a pesar de tener mercado interno favorable, la guerrilla y violencia no han contribuido con el crecimiento de dicha industria.
- El impulso es en torno a Ecopetrol y del Estado.
- La demanda interna de polietilenos, otros polímeros y resinas no es cubierta.

4.4.5.INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN VENEZUELA

- Venezuela cuenta con abundante materia prima tanto de petróleo como de gas natural.
- El desarrollo de los complejos se ejecuta bajo Pequiven e impulso del Estado.
- Hay actividad privada con empresas mixtas.
- Producción nacional para cubrir mayormente su mercado interno.
- Industria bastante estancada por el régimen jurídico actual.

4.4.6.INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN CHILE

- No tiene producción de hidrocarburos y muy pequeña de gas natural en el sur.
- Las instalaciones de polietileno se desarrollan con el impulso de ENAP y se exporta a Perú y Ecuador

- Las “plantas” de metanol en el sur son de clase mundial y con “Stranded Gas” importado
- Seguridad jurídica, capital privado e impulso del Estado son los catalizadores.

4.4.7. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN BRASIL

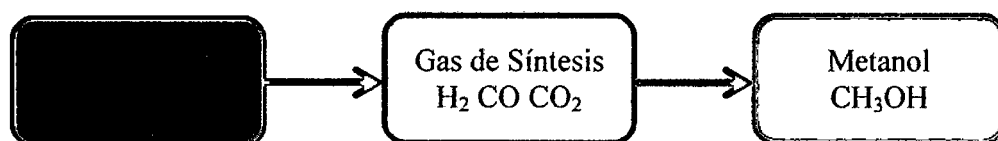
- Mercado interno muy grande.
- La estructura del refino sugirió el uso local de la nafta petroquímica fraccionada complementada con nafta importada.
- Para la construcción de complejos tomo como base el planeamiento nacional, reemplazo de importaciones por producción nacional, financiamiento del gobierno en condiciones favorables, política proteccionista de incentivos fiscales, importación y absorción de tecnología.

4.4.8. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN ARGENTINA

- Se desarrolló en base a su gran disponibilidad de gas natural y petróleo a un mercado interno relevante y exportador
- Planificada en base a la estatal YPF, tiene ahora su máxima expresión en el complejo Bahía Blanca
- Cadena productiva ampliada
- Apertura al sector privado

5. INDUSTRIA DEL METANOL

La mayor parte del metanol se produce a partir de gas natural en grandes plantas integradas de fabricación de productos químicos ubicadas en regiones donde dicho recurso es abundante, como el Golfo Pérsico, el Caribe, Sudamérica, África y Rusia. En China, en particular, la mayor parte del metanol se produce a partir de carbón. A pesar de que el metanol se consume en todo el mundo, los usuarios más importantes se encuentran en regiones con alto desarrollo industrial, como por ejemplo Europa Occidental, Norteamérica y Asia (Japón, China, Taiwán y Corea del Sur).



El metanol es un hidrocarburo, compuesto por carbono, hidrógeno y oxígeno, cuya fórmula química es CH₃OH.

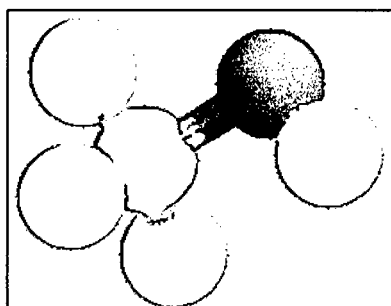


Figura 5.1 Molécula del Metanol [63]

El metanol es un líquido incoloro, ligero, inflamable a temperatura ambiente que contiene menos carbono y más hidrógeno que cualquier otro combustible líquido. Es una sustancia química estable biodegradable que se produce y envía a diario a todo el mundo, que tiene numerosas aplicaciones industriales y comerciales, en las que destaca ser materia prima para la obtención del formaldehído.

5.1. PROPIEDADES FÍSICAS DEL METANOL

Peso Molecular	32,04 g/mol
Temperatura Crítica	239 °C
Presión Crítica	78,5 atm
Densidad Crítica	0,2715 g/cm ³
Factor de Compresibilidad	0,224
Gravedad Específica (25 °C)	1,11
Presión de Vapor (25 °C)	127,2 mmHg
Calor Latente de Vaporización (25 °C)	37,43 kJ/mol
Capacidad de calor a presión constante (25°C)	81,08 J/mol K
Coefficiente de expansión térmica cúbica (20 °C)	0,00149 / °C
Punto de Ebullición (1 atm)	64,6 °C
Punto de Congelamiento	-97,6 °C
Presión de Vapor Reid	32 kPa
Punto de Inflamación	12,2 °C
Temperatura de autoignición	470 °C
Viscosidad (25 °C)	0,544 mPa s
Tensión de Superficie (25 °C)	20,07 mN/m
Índice refractario (25 °C)	1,32652
Conductividad térmica (25 °C)	200 mW/m
Calor de Combustión	
Valor de calor superior (25 °C, 1 atm)	726,1 kJ/mol
Límites de Inflamación (en el aire)	Inferior 6,0 (v/v)% Superior 36,5 (v/v)%

Tabla 5.1 Propiedades Físicas del Metanol [66]

5.2. USOS DEL METANOL

El metanol es un bloque fundamental básico de síntesis química, por lo tanto es, el punto inicial de derivados primarios, secundarios y terciarios. El uso principal es la producción del formaldehído, seguida por la producción de ácido acético.

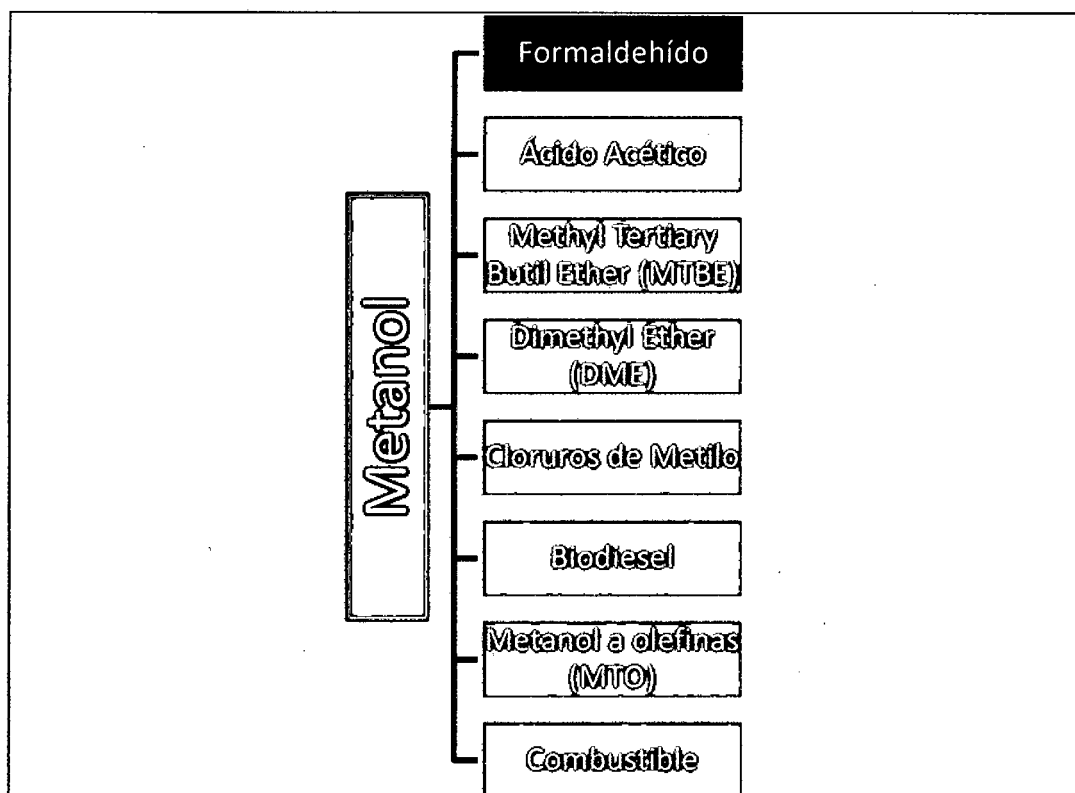


Figura 5.2 Derivados del Formaldehído.
Fuente: Elaboración Propia

5.2.1.FORMALDEHÍDO

En el año 2010, la demanda de metanol para la producción de formaldehído representó aproximadamente el 34% de la demanda mundial [63]. El uso principal del formaldehído es como un componente de las resinas urea-formaldehído y fenol-formaldehído, que son utilizados como adhesivos en la madera enchapada, tableros de partículas, tableros de fibra orientada, tableros de fibras de densidad media y otros productos de madera reconstituida, o de ingeniería. También existe demanda para el formaldehído como materia prima para plásticos de ingeniería y en la fabricación de una variedad de otros productos, incluidos los elastómeros, pinturas, productos de construcción, espumas, poliuretano y productos automotrices.

5.2.2.ÁCIDO ACÉTICO

En el 2010, el metanol usado para producir ácido acético fue de aproximadamente 11% de la demanda mundial de metanol [63]. El ácido acético es una sustancia química intermedia utilizada principalmente en la producción de acetato de vinilo monómero, anhídrido acético, ácido tereftálico purificado y solventes acetato, que se utilizan en una amplia variedad de productos, incluyendo adhesivos, papel, pinturas, plásticos, resinas, solventes, productos farmacéuticos y textiles.

5.2.3.DYMETHIL ETHER (DME)

Es un combustible limpio que puede ser almacenado y transportado como el gas licuado de petróleo (GLP). El DME, se puede mezclar hasta en un 20% con GLP a efectos de ser utilizado para la cocina doméstica y la calefacción. El DME ha experimentado un rápido crecimiento para ser mezclado en GLP y se cree que seguirá en esa misma línea en los próximos años, particularmente en China. En el 2 010 la demanda mundial de metanol para su uso en DME se estimó en 3,1 millones de toneladas (comparado con 2,3 millones de toneladas en 2009). Algunos proyectos de DME también están previstos o en construcción en regiones fuera de China, incluyendo a Egipto y otros países [63].

5.2.4.BIODIESEL

Es un combustible renovable que se produce a partir de aceites vegetales o grasas animales y requiere un alcohol, como el metanol, como parte del proceso de producción. Además, de una importante cantidad de metanol que se consume para la fabricación de catalizadores utilizados para producir biodiesel. En el 2010, la demanda mundial de metanol para su uso en biodiesel se estimó en 1.5 millones de toneladas (comparado con 1,4 millones de toneladas en 2009) [63].

5.2.5.METHYL TERTIARY BUTIL ETHER (MTBE)

El MTBE se usa principalmente como fuente de octanaje y como oxigenante de la gasolina para reducir la cantidad de gases de escape nocivos de las emisiones de los vehículos motorizados.

Las preocupaciones medioambientales y la acción legislativa en los Estados Unidos relacionados con la fuga de gas en los suministros de agua provenientes de los tanques subterráneos de almacenamiento de gasolina conllevaron a la eliminación del MTBE como aditivo de la gasolina en dicho país. Además, los esfuerzos gubernamentales en los últimos años en otros países, principalmente en la Unión Europea, Japón y América Latina, para promover los biocarburos y los combustibles alternativos a través de la legislación o la política fiscal están poniendo presiones competitivas en el uso de MTBE en la gasolina en estos países.

Esto ha dado lugar a que algunos productores de MTBE se hayan cambiado a la producción de éter etílico de ("ETBE") para acceder a los incentivos para biocombustibles. Sin embargo, el MTBE sigue siendo competitivo y eficiente oxigenación que proporciona beneficios de aire limpio.

5.2.6.METANOL A OLEFINAS (MTO)

Las olefinas livianas (etileno y propileno) son los bloques básicos de construcción para fabricar plásticos. Las olefinas pueden ser producidas a partir de materias primas diversas, incluida la nafta, GLP, gas natural y metanol. El etileno y propileno son objeto de una transformación para producir polietileno y polipropileno, los cuales tienen una amplia aplicación en los envases, textiles, piezas de plástico y envases y componentes de automoción. El MTO está surgiendo en China como un sustituto de olefinas en base de nafta; asimismo, estos consumen una gran cantidad de metanol. El MTO es actualmente más competitivo que olefinas a base de nafta, lo cual podría tener un impacto positivo significativo en la demanda de metanol en el futuro.

5.2.7.COMBUSTIBLES

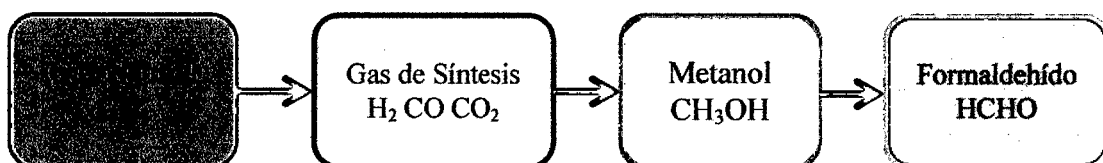
El metanol puede ser mezclado en la gasolina para usarla como combustible de transporte con el fin de reducir la dependencia de los productos importados del petróleo y debido a sus beneficios de aire limpio y precios competitivos comparados con la gasolina. Además, pequeñas cantidades de metanol también se utilizan directamente como combustible para cocinar. Durante los años entre el alza de precios de 1970 y el más reciente de 2010, varias agencias y organizaciones han evaluado los peligros, desafíos y beneficios de usar metanol como combustible para motores. Un estudio realizado por la United States Environmental Protection Agency (EPA, Agencia de Protección Ambiental de los Estados Unidos) concluyó que el metanol es un combustible para motores más seguro que la gasolina; mientras que otros estudios han concluido que los peligros que presenta el uso de metanol en motores son mayores que los que presenta la gasolina.

5.2.8.OTROS DERIVADOS QUÍMICOS

El resto de la demanda de derivados químicos del metanol es en la fabricación de metilaminas, metacrilato de metilo y una diversa gama de otros productos químicos que a su vez son utilizados para fabricar adhesivos, recubrimientos, plásticos, películas, telas, pinturas, solventes, removedores de pinturas, resinas de poliéster y fibras, explosivos, herbicidas, pesticidas y aditivos de alimentación de aves de corral. Otros usos finales incluyen productos de silicona, productos en aerosol, líquido de deshielo, líquido limpiador de parabrisas para automóviles y anticongelante para la deshidratación de tuberías.

6. INDUSTRIA DEL FORMALDEHIDO

El objetivo de la presente tesis es obtener formaldehído, el mismo que es un producto intermedio de la petroquímica, y que cuenta con diversas aplicaciones en el uso industrial; como ya se ha explicado se produce a partir de metanol, producto que se obtiene del gas natural.



El formaldehído (HCHO) es el primer miembro de las series de los aldehídos alifáticos. Es uno de los químicos orgánicos más importantes utilizado hoy en día en una gran cantidad de actividades y aplicaciones.

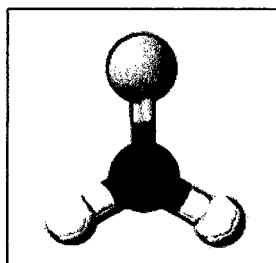


Figura 6.1 Molécula del Formaldehído

6.1. ANTECEDENTES

En el año 1859 el formaldehído fue preparado por primera vez por el químico ruso A.M. Butlerov para sintetizar el glicol metilénico por hidrólisis del diacetato de metileno. Aunque Butlerov no supo que había obtenido el formaldehído, su descripción de las propiedades físicas y químicas del compuesto, incluyendo el aislamiento del paraformaldehído y la síntesis de la hexametenotetramina son obra suya también.

A.W. Hofmann sintetizó el formaldehído deliberadamente en 1868 por la reacción del metanol y el aire en presencia de un catalizador de platino (al poner en contacto una corriente de aire cargada de alcohol metílico con un espiral de platino incandescente).

En 1886 Loew inventó el método de obtención con catalizador de cobre, y en 1910 Blank patentó el procedimiento del catalizador de plata. La producción industrial comenzó en Alemania en 1888 y en los Estados Unidos en 1901; sin embargo, la producción se hizo solamente en escala limitada antes que aparecieran las resinas fenólicas comerciales en 1910.

6.2. PROPIEDADES

6.2.1. PROPIEDADES FÍSICAS

A la temperatura ordinaria el formaldehído es un gas incoloro, inflamable, de olor muy irritante. Es soluble en el agua y en disolventes orgánicos usuales, pero insoluble en el éter de petróleo. En la práctica, este compuesto se suministra bajo la forma de soluciones acuosas a concentraciones diversas (37-50% en peso). Son líquidos incoloros, de olor picante, miscibles con agua.

Propiedades Físicas	
Peso molecular	30,03
Punto de fusión	-92 °C (sustancia pura) -15 °C (37% formaldehído)
Punto de ebullición (760 mm Hg)	-19,5 °C
Presión de vapor (25 °C)	3 883 mmHg (sustancia pura)
Gravedad Específica (Agua = 1)	1,067 (37% formaldehído) 0,815 (sustancia pura)
Densidad de vapor (Aire = 1)	1,075
Densidad (20 °C)	1.09 (g/cm ³)
Solubilidad en agua (20°C)	55%
Tensión de vapor a:	
88 °C	10 mm
70,6 °C	40 mm
57,3 °C	100 mm

33 °C	400 mm
Límite de explosividad en aire (%vol)	
Límite inferior	7%
Límite superior	73%
Temperatura de autoignición	430 °C (37% formaldehído)
Punto de Inflamación (°C)	50 (37% formaldehído)

Tabla 6.1 Propiedades Físicas del Formaldehído [30] [95]

Puesto que el formaldehído puro es un gas a las temperaturas ordinarias y no puede manejarse fácilmente en ese estado, se comercializa principalmente en forma de solución acuosa (por lo general en 37% de HCHO en peso) y como polímero sólido hidratado, paraformaldehído $(\text{CH}_2\text{O})_n \cdot \text{H}_2\text{O}$.

6.2.2. PROPIEDADES QUÍMICAS

El formaldehído es un compuesto extremadamente reactivo, se polimeriza muy fácilmente, incluso en frío, dando polímeros insolubles que enturbian las soluciones acuosas. Para evitar este inconveniente se les añaden estabilizantes, particularmente alcohol metílico, los oxidantes reaccionan enérgicamente con el formol. La mayoría de las reacciones de oxidación conducen a la formación de ácido fórmico, y la oxidación completa da lugar a anhídrido carbónico y agua. A pesar de su fuerte reactividad, es un compuesto relativamente estable, dado que el calor no lo descompone sensiblemente más que por encima de 300 °C, con formación de óxido de carbono e hidrógeno. Esta descomposición está favorecida por ciertos catalizadores.

6.3. USOS

El formaldehído puede ser usado en multitud de aplicaciones, como son la obtención de resinas, adhesivos, desinfectantes, fertilizantes, jabones, detergentes, vacunas, medicinas, etc. y por industrias, en la industria textil y del cuero, farmacéutica, cosmética, maderera, papelera, del corcho, de fertilizantes, eléctrica y electrónica, etc.

La demanda principal del formaldehído a nivel mundial se encuentra en la producción de resinas termoestables que se utilizan como aglutinantes en una variedad de usos industriales, en primer lugar se tiene a las resinas de úrea-formaldehído (UF), seguido de la melamina-formaldehído (MF) y fenol-formaldehído (PF). Dichas resinas tiene como uso principal el ser aglutinantes de partículas o porciones de material (es decir, actúan como adhesivos), actuando principalmente en las cadenas de celulosa para la formación de papel, las partículas de madera para formar conglomerados, las láminas de madera para formar laminados y trozos de corcho para obtenerlos de diferentes formas y volúmenes.



Figura 6.2 Derivados del Formaldehído.
Fuente: Elaboración Propia

6.3.1. RESINAS UREA-FORMALDEHIDO (UF)

La principal aplicación de este tipo de resinas es como aglutinante en la producción de paneles de madera no estructurales, específicamente para tableros de partículas, tableros de fibra de densidad media (MDF), tableros de fibra orientada (OSB) y madera contrachapada; también se utilizan en la fabricación de piezas moldeadas y en aplicaciones de fertilizantes.



Figura 6.3 Producto final con la resina úrea-formaldehído[10]

El empleo de las resinas UF presenta numerosas ventajas:

- Se usa unos componentes que antes se desechaban (virutas de madera), aumentando así la rentabilidad de las empresas madereras.
- Además, al aprovechar dichos componentes, se reducen los efectos ambientales, se reutilizan los productos, constituyendo una de las principales medidas de conservación del Medio Ambiente.
- Se reduce el precio de la madera y derivados (mobiliario, accesorios del hogar, parqué y similares, etc.), provocando un aumento de las ventas y del comercio.
- La calidad de la madera se unifica y se refuerza, dado que las maderas blandas se pueden usar perfectamente debido a que las resinas, además de actuar como aglutinantes, aumentan la resistencia mecánica.

- Al aprovechar las virutas, la cantidad de árboles a talar se reducen para obtener la misma cantidad de objetos de madera. Existen muchos muebles que usan solo un tipo de madera, pero gran parte del mobiliario combinan las maderas macizas se con las maderas laminadas o conglomeradas, de esta manera la parte a la vista suele ser de madera maciza y la parte oculta es de conglomerado o laminado al poseer prácticamente las mismas propiedades y ser más barato.

6.3.2. RESINAS FENOL-FORMALDEHIDO (PF)

Estas resinas también se suelen usar como elementos de moldeo, siendo la aplicación principal la destinada para la obtención de madera laminada. Se utilizan en productos de madera estructurales y donde se requiera la resistencia al agua, por su alta estabilidad térmica y propiedades de resistencia al fuego se aplican en la industria automotriz, forros de freno, aislamiento de fibra mineral y aglutinantes de fundición de arena. Asimismo, existe un uso creciente en la industria del petróleo para mejorar la productividad de pozos de petróleo. Este tipo de resinas son de color oscuro lo que limita su uso en ciertas aplicaciones, donde se requiere acabados decorativos, especialmente en los revestimientos de paneles de madera.



Figura 6.4 Resina de fenol-formaldehído [35]

6.3.3. RESINAS MELAMINA-FORMALDEHIDO (MF)

Estas resinas se suelen usar también como elementos de moldeo, específicamente son usadas como láminas decorativas, componentes para moldeo de utensilios usados para comer.

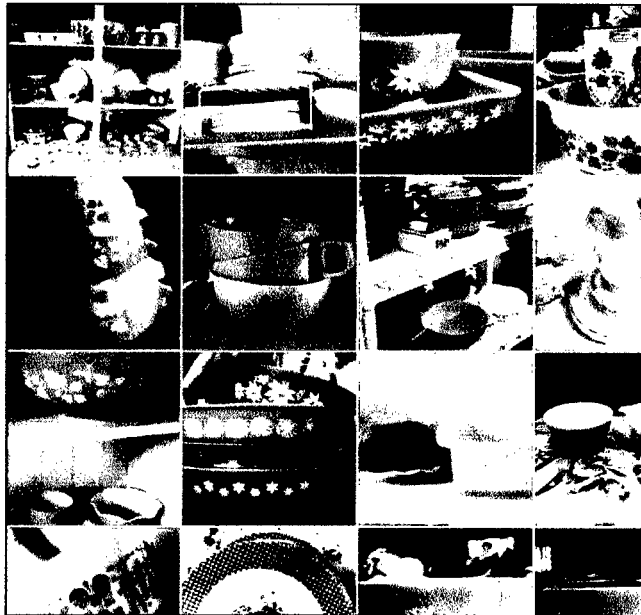


Figura 6.5 Producto final de la resina melamina-formaldehído [21]

6.3.4. RESINAS POLIACETAL O POLIOXIMETILENO (POM)

Son termoplásticos utilizados como sustitutos de los metales en aplicaciones eléctricas, electrónicas y de automoción.

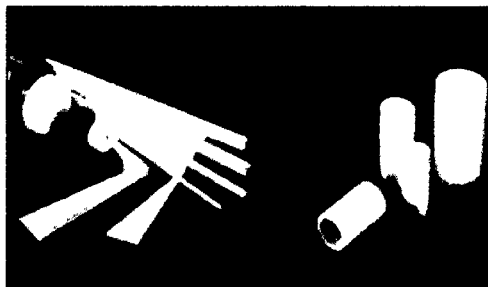


Figura 6.6 Termoplásticos de resinas de poliactal [77]

6.3.5. METIL DI-P-FENILENO ISOCIANATO (MDI)

De los productos del formaldehído es el que ha experimentado un crecimiento más rápido en los mercados, su principal uso es para espuma de poliuretano las cuales proporcionan un buen aislamiento térmico que son utilizadas ampliamente en la producción de refrigeradoras y congeladores modernos; así como en la construcción de edificios donde el ahorro de energía es una preocupación creciente. Adicionalmente, este producto tiene aplicaciones en la fabricación de zapatos deportivos de alta tecnología, patines, barcos, equipamiento interior de automóviles, aglutinantes, adhesivos y selladores.



Figura 6.7 Patines fabricados a partir de MDI [23]

6.3.6. BUTANODIOL

Se fabrica a partir del formaldehído y del acetileno, se utiliza para producir tetrahidrofurano (THF) que es usado para producir elastómeros de poliuretano. Sin embargo, este uso del formaldehído se ve amenazado por procesos alternativos para producir butenodiol que no lo necesitan como materia prima.

6.3.7. PENTAERYTHRITOL

Se utiliza principalmente para la producción de resinas alquídicas para revestimientos de superficies, pues dichas resinas actúan como agentes de adhesividad en industria de los pegamentos, proporcionan una excelente estabilidad del calor y del envejecimiento, resistencia mejorada a la oxidación, compatibilidad del polímero y una mejor retención del color.

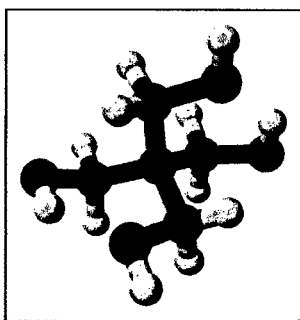


Figura 6.8 Molécula de pentaerythritol [77]

6.3.8. OTROS

Además de la obtención de resinas, otra aplicación importante del formaldehído es como desinfectante de hospitales e industrias alimenticias, bactericida y fungicida, en la industria textil se emplea para mejorar la resistencia a arrugarse y la resistencia a encogerse de los tejidos de rayón por tratamiento en condiciones ácidas. Asimismo, se usa en vacunas de la difteria, de la poliomiélitis y de la gripe, en la industria de papel fotográfico dado que endurece e insolubiliza la superficie de las películas y los papeles sensibilizados, en la fabricación de fertilizantes, como conservante de la madera y el cuero, en la obtención de plásticos para la industria electrónica y para la industria automovilística, en la industria papelera el formaldehído encuentra aplicación para aumentar la tenacidad bajo la acción de la humedad, la resistencia a encoger, la resistencia a las grasas, y también para aumentar la resistencia al agua de los papeles de revestido de alimentos. Finalmente se utiliza en formaldehído en la elaboración del NTA y EDTA, componentes de detergentes modernos.

7. ESTUDIO DEL MERCADO

7.1. METANOL

Como sabemos un paso previo para la obtención del formaldehído es la producción del metanol a partir del gas natural, a efectos de lograr una mayor rentabilidad del proyecto no todo este alcohol se utilizará para producir formaldehído, por lo que una parte será destinada para la exportación. Bajo estos criterios a continuación se explicará como se desarrolla el mercado mundial del metanol.

El metanol es una sustancia química estable biodegradable que se produce y envía a diario a todo el mundo, tiene numerosas aplicaciones industriales y comerciales, en las que destaca ser materia prima para la obtención del formaldehído.

7.1.1. MERCADO INTERNACIONAL

La industria del metanol se extiende por todo el mundo, su producción se lleva a cabo en Asia, América del Norte y del Sur, Europa, África y Medio Oriente. Hay más de 90 plantas de metanol en todo el mundo con una capacidad de producción total de más de 75 millones de toneladas métricas. Cada día se utilizan más de 100 000 toneladas de metanol como materia prima o como combustible para el transporte. A continuación se mostrará los usos a los que se destina mayormente el metanol:

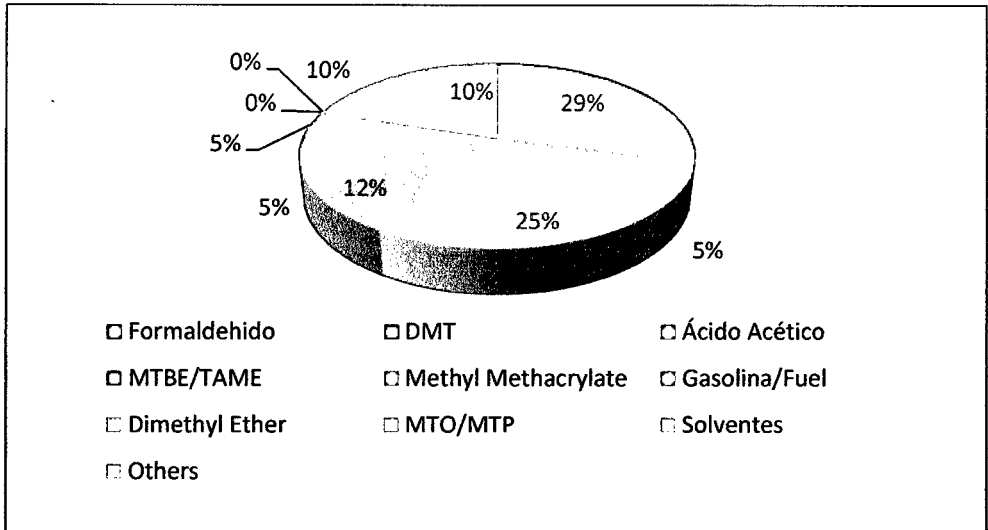


Figura 7.1 Usos del Metanol en Estados Unidos [38]

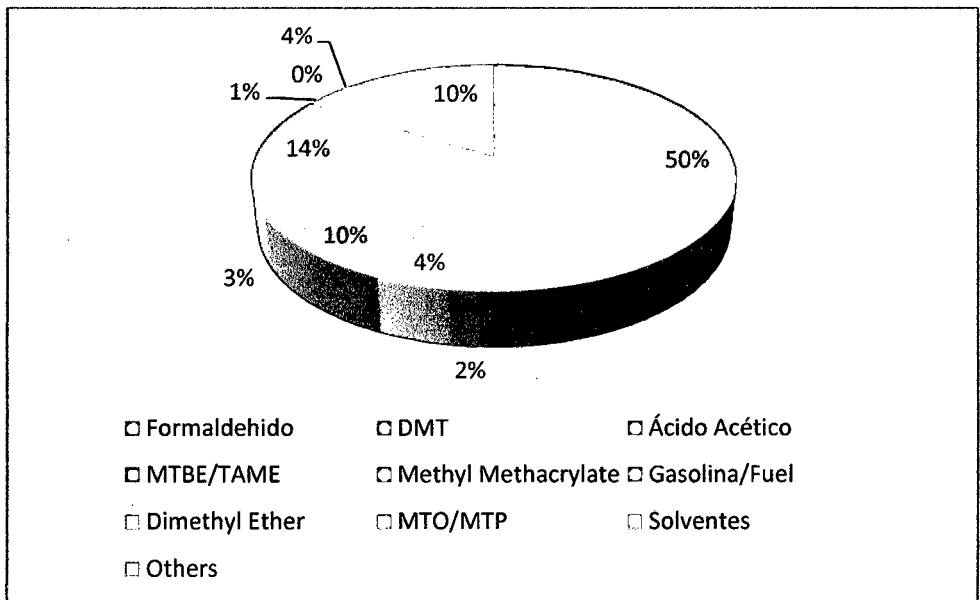


Figura 7.2 Usos del Metanol en Europa del Este [38]

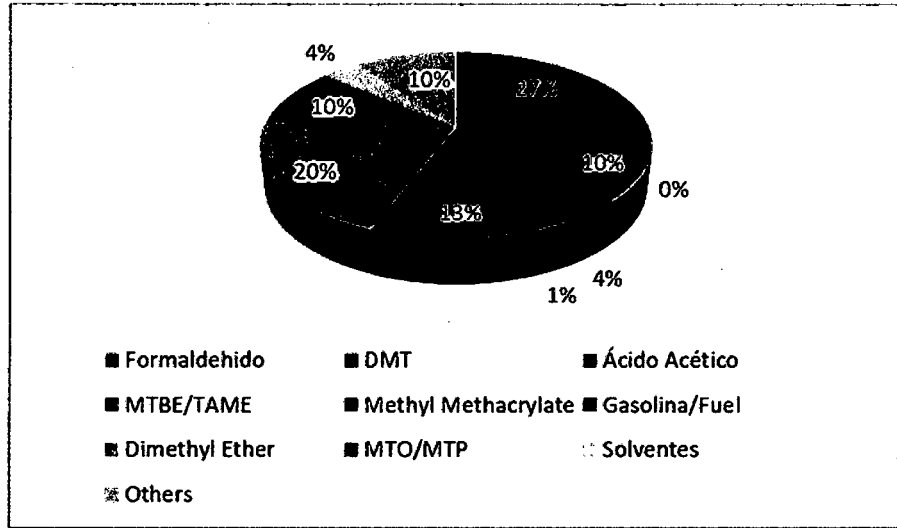


Figura 7.3 Uso del Metanol en Asia (China, Japón, Corea del Sur, Taiwan) [38]

Como se puede apreciar el mayor uso que tiene el metanol en los tres casos (EEUU, Europa y Asia) está destinada a la producción del formaldehído, lo cual demuestra que éste último es un producto de alta demanda a nivel mundial.

En el año 2011, la demanda del metanol para la producción del formaldehído representó el 33% de la demanda mundial. La demanda es impulsada por la industria de la construcción ya que el formaldehído se usa principalmente para producir adhesivos para la fabricación de diversos productos de construcción. Históricamente, el principal producto ha sido la madera contrachapada, pero en los países desarrollados, la demanda también está impulsada por la expansión del uso de productos de cartón de ingeniería tales como OSB (tableros de fibra orientada).

De otro lado, en la siguiente tabla se mostrará la producción e importación del metanol en los principales mercados del mundo:

Oferta y Demanda del Metanol en el año 2011 (miles de toneladas)			
	Estados Unidos	Europa del Este	Noreste de Asia
Producción	580	2 495	19 518
Importación	5 502	4 540	10 178
Total Oferta	6 082	7 035	29 696
Total Demanda	6 086	7 448	30 327
Metanol para	1 720	3 579	8 226
Formaldehído	28%	48%	27%

Tabla 7.1 Oferta y Demanda del Metanol [38]

Como se puede observar, a pesar que dichas zonas son grandes productores de metanol el mercado es tan grande que ven la necesidad de importar cantidades considerables de metanol a efectos de que satisfacer la demanda de este producto intermedio de la petroquímica.

En general la demanda mundial del metanol, se prevé que crezca a una tasa anual del 9,8% en el periodo 2011 – 2015 [39], con un menor crecimiento esperado en las zonas industrializadas del mundo donde los mercados son maduros. China ha sido el mayor consumidor de metanol y aumentará su participación en el consumo mundial a alrededor del 54% en el año 2015. Como reflejo de su potencial crecimiento y a pesar de su crecimiento previsto de la capacidad de metanol, China no solo seguirá siendo un importador neto, sino que sus importaciones netas continuaran aumentando en el periodo 2010 hasta el 2015. A continuación se muestra la figura 7.4 del consumo del metanol:

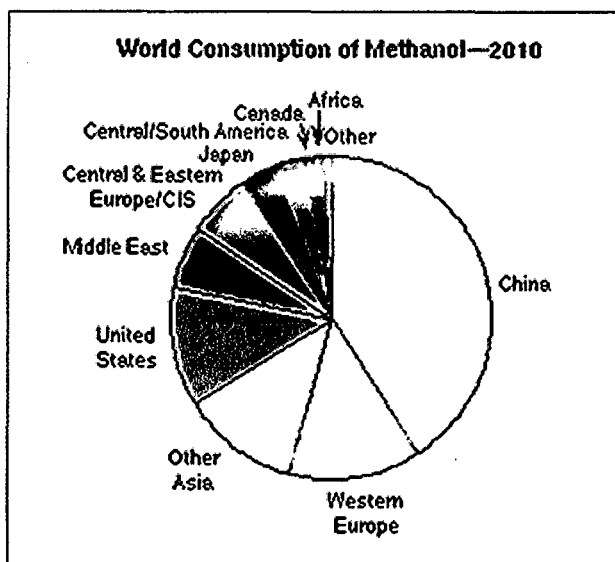


Figura 7.4 Consumo mundial del Metanol año 2010 [39]

Es importante resaltar que el precio del metanol tiene un efecto dramático en la economía del formaldehído, dado que el costo de su producción es una variable que influirá enormemente en los costos de producción del formaldehído. A efectos de tener una idea del precio del metanol, se muestra la siguiente data histórica:

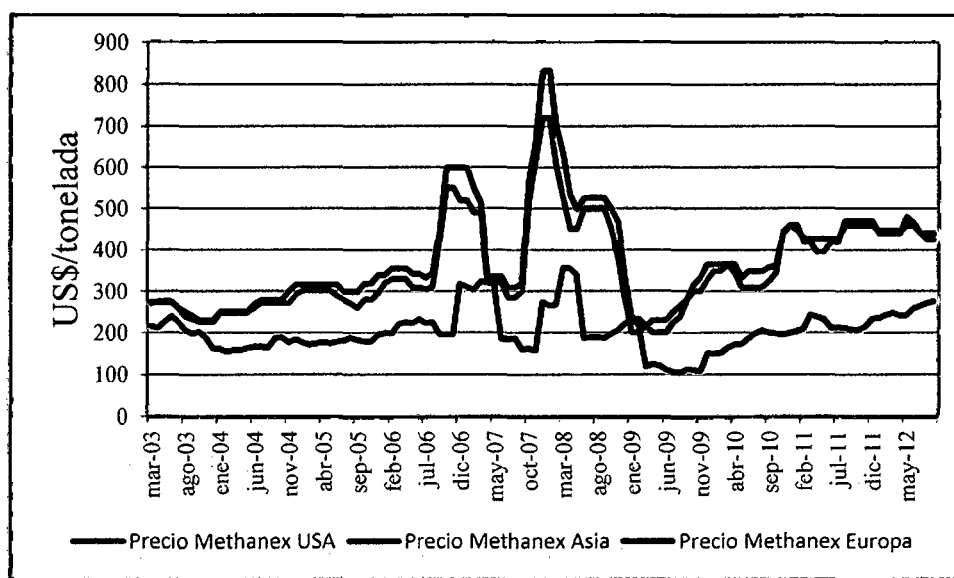


Figura 7.5 Precios del Metanol [64]

7.1.2. MERCADO LATINOAMERICANO

El país con la mayor capacidad de producción de metanol es Chile, seguido por Venezuela, como se puede apreciar en la siguiente tabla:

País	Capacidad (toneladas/año)
Argentina	450 000
Brasil	300 000
Chile	3 850 000
México	188 000
Venezuela	1 533 000

Tabla 7.2 Capacidad de Producción en Latinoamérica [3].

Con relación a Chile es preciso indicar que actualmente no viene utilizando toda su capacidad de producción de metanol, toda vez que se viene abasteciendo con sus pocas reservas de gas natural, situación que sería una oportunidad para abastecer con metanol a los mercados a donde llega Chile. Los principales mercados de Chile son Brasil, seguidos de Canadá y Estados Unidos, países que se pretenden abastecer con metanol desde Perú.

A pesar de que Brasil y México son productores de metanol, no se satisface la demanda de dicho producto por lo que de acuerdo al Anuario Petroquímico Latinoamericano 2011 – 2012 de APLA, dichos países efectuaron importaciones en el orden de 500 000 y 240 000 toneladas por año, respectivamente.

Por nuestra parte, Perú no cuenta con ninguna planta de metanol; asimismo, el mercado es pequeño. A continuación se muestra el desarrollo de las importaciones en nuestro país en estos últimos años:

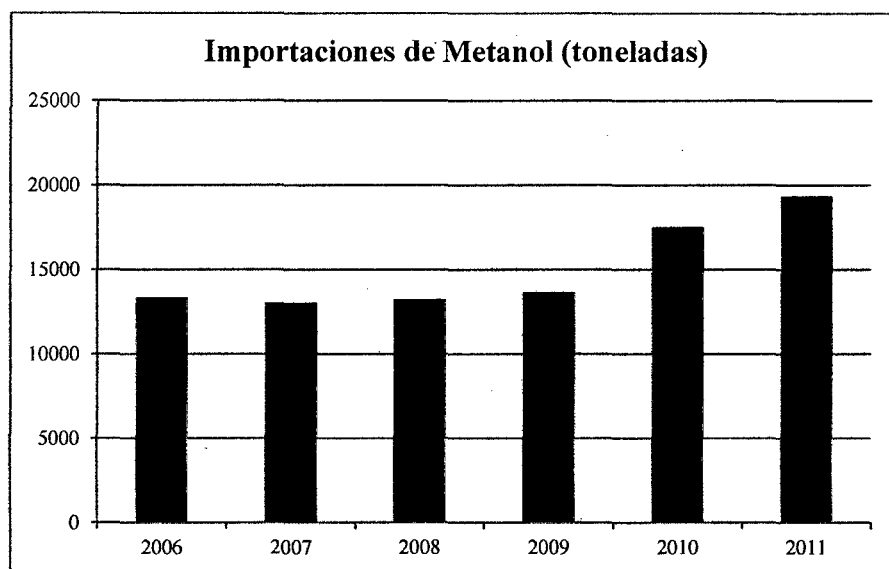


Figura 7.6 Importación de Metanol [2].

En el año 2011, se importó alrededor de 20 000 toneladas de metanol, aunque nuestro mercado es pequeño comparado con los de otros países de Sudamérica, las importaciones han venido creciendo.

Con este proyecto se buscará abastecer toda la demanda de metanol en el Perú; así como la del país vecino Brasil, que por su cercanía se convierte en un mercado potencial.

7.2. FORMALDEHÍDO

7.2.1. MERCADO INTERNACIONAL

El formaldehído se comercializa como una solución acuosa del 37% al 55%, siendo el grado de 37% más ampliamente utilizado; también puede contener entre 0-15% de metanol y un inhibidor de la polimerización. Asimismo, una forma de comercializar el formaldehído a efectos de poder exportarlo a diversos destinos es como sólido, lo que se conoce como Paraformaldehído.

La producción y el comercio del formaldehído en el mundo ha ido variando conforme el paso del tiempo, en el año 2005 los mayores productores eran Europa

(35%), Estados Unidos (24%) y Japón (7%), mientras que en la actualidad el mayor productor mundial es China, seguida de Europa y EEUU.

Para finales del año 2011, la capacidad instalada ha aumentado a 59 millones MTPA (toneladas métricas por año), el mayor crecimiento de la capacidad fue en Asia con un 55% de la capacidad mundial, la mayoría de los cuales se encuentra en China (44% de la capacidad mundial).

El consumo del formaldehído durante el año 2011 se estima que ha oscilado en el rango de 41 – 42 millones de toneladas por año, valor ligeramente superior al del año 2010, Asia tiene el mayor porcentaje (49%), como se puede apreciar en la siguiente figura:

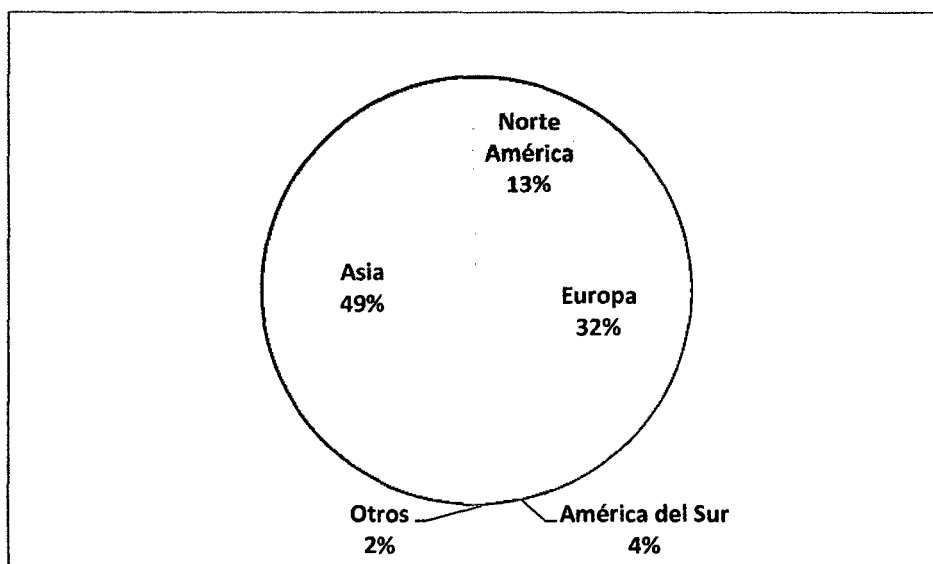


Figura 7.7 Distribución del Consumo del Formaldehído [23]

El formaldehído es el aldehído más simple e importante comercialmente, las resinas de urea-formaldehído (UF), fenol-formaldehído (PF) y melamina-formaldehído (MF) representaron aproximadamente el 63% de la demanda mundial en el 2011; otras aplicaciones grandes incluyen resinas de poliacetil, pentaeritritol, metileno-bis (4-fenil isocianato –MDI), 1,4 Butanodiol y Hexametilentetramina. La siguiente figura muestra el consumo del formaldehído al 37%:

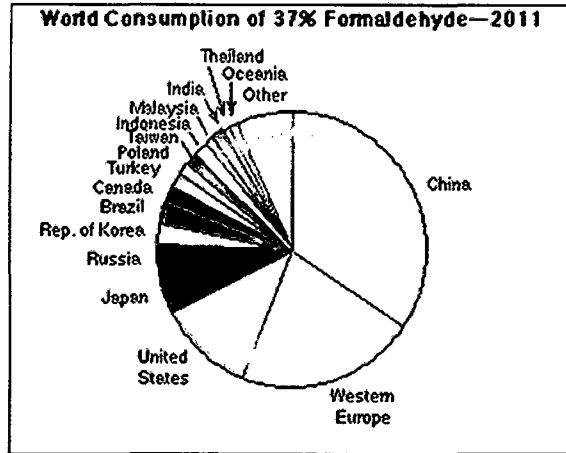


Figura 7.8 Consumo Mundial del Formaldehído año 2011 [39]

La construcción – remodelación, vehículos, muebles, equipos de fabricación son los mayores sectores para el consumo del formaldehído, estos mercados están fuertemente influenciados por las condiciones económicas generales, como resultado la demanda del formaldehído sigue en gran medida los patrones de la principales economías del mundo. Las resinas de formaldehído se utiliza principalmente en la industria de productos de madera como adhesivos, el crecimiento de estas resinas está fuertemente correlacionada con la actividad de la construcción y la remodelación (representa el 50% del consumo) y en menor medida a la industria del automóvil.

China es el mayor mercado para el formaldehído, representó alrededor del 34% de la demanda mundial en el 2011, otros grandes mercados son Estados Unidos, Canadá, Brasil, Alemania, Países Bajos, España, Italia, Bélgica, Polonia, Rusia, Japón y la República de Corea. Para China se prevé que experimente tasas de crecimiento rápido, alrededor del 7% por año y aumentos significativos de volumen en la demanda del formaldehído al 37% durante el 2012-2016.

En cuanto a Estados Unidos (EEUU), aproximadamente el 75% del formaldehído se destina a la producción de resinas para maderas laminadas y conglomeradas. Asimismo, alrededor de dos terceras partes de los productos de madera manufacturados en EEUU se exportan a otros países.

El crecimiento del mercado en EEUU se predijo que sería del 1% al año hasta 2010 de acuerdo con Momentive Specialty Chemicals, creciendo la demanda en los EEUU de 4,76 millones de toneladas en 2006 a 4,96 millones de toneladas en el año 2010.

En cuanto a Europa, al ser un mercado maduro, los crecimientos son bajos (un 2% al año), pero en zonas del Este de Europa los crecimientos son del 5% y en Rusia del 7% al ser mercados recientes.

La empresa Momentive (antes Hexion) lidera la producción de resinas basadas en formaldehído para la industria norteamericana de productos forestales, en el año 2010 sus ventas netas fueron aproximadamente MUS\$ 1.607, también ocupa puestos importantes en Europa, América Latina y Australia. Es importante indicar que este tipo de resinas son conocidos por se adhesivos claves utilizados en la producción de una amplia variedad de productos de madera, entre los que se tienen fibra de densidad media (MDF), tableros de fibra orientada (OSB), la madera de fibra orientada (OSL) y varios tipos de madera terciada y chapas de madera laminada (LVL). Estos productos se utilizan en una amplia gama de aplicaciones en la industria de la construcción, remodelación y mobiliario. Este tipo de resinas tienen una vida útil relativamente corta, y como tal, las fábricas de estas empresas se encuentran estratégicamente ubicadas en las proximidades de las instalaciones de sus clientes.

Dicha empresa es la mayor productora de formaldehído, materia prima clave utilizada para la fabricación de miles de otros productos químicos, incluyendo la fabricación del metileno difenil diisocianato (MDI). La mayor de su producción de formaldehído, es consumida por ellos para la fabricación de resinas, lo cual les da una ventaja competitiva frente a sus competidores no integrados.

7.2.2. MERCADO LATINOAMERICANO

De acuerdo a la publicación The Formaldehyde Newsletter from Formox [20] la Capacidad Nominal de la producción del formaldehído en Sudamérica es de 1,7 millones de toneladas anuales, lo cual representa el 3,8% de la capacidad total del

mundo. Asimismo, se considera a América del Sur como un continente rico en recursos y con un mercado en crecimiento.

Un punto importante es conocer como se encuentra la industria del formaldehído en los países más importantes de Latinoamérica, a fin de determinar los potenciales mercados consumidores de dicho producto, en sentido se mostrará las empresas productoras, capacidades; así como, la oferta y la demanda:

ARGENTINA			Oferta y demanda (U/año)					
Nomenclatura Nacional		2912,11.00	Capacidad		Producción	Importación	Exportación	Consumo Ap.
Empresas Productoras	Ubicación de la Planta	Capacidad	2005	2006	2007	2008	2009	2010
ALTO PARANA	Pto. San Martín - Santa Fe	48000 t/a	139000	119000	139000	139000	139000	139000
ATAFOR	Munro - Bs. As.	36000 t/a	40075	35086	31226	21183	26149	28674
NEUFORM S.A.	P. HUINCUL- NEUQUEN	20000 t/a	208	677	24	29	82	32
RESINAS CONCORDIA	Concordia - Entre Rios	35000 t/a	519	1432	1463	1350	1167	1632
			39764	34331	29787	19862	25064	27074

Tabla 7.3 Mercado del Formaldehído en Argentina [3]

BRASIL			Oferta y demanda (U/año)					
Nomenclatura Nacional		2912,11.00	Capacidad		Producción	Importación	Exportación	Consumo Ap.
Empresas Productoras	Ubicación de la Planta	Capacidad	2005	2006	2007	2008	2009	2010
COPEPOR	Camaçari - BA	95000 t/a	648968	773768	731768	738168	in.d.	in.d.
DYNEA BRASIL	Araucária - PR	108000 t/a	471096	441499	450822	522650	542478	487895
ELEKEROZ	Varzea Paulista - SP	67568 t/a	195	6	5	6	12	18
GPC QUÍMICA	RS / PR / MG	250000 t/a	421	267	133	132	109	26
HEXION QUÍMICA	Curitiba - PR	195000 t/a	470870	441238	450694	522524	542281	487887
RESINAS INTERNACIONAIS	Jundiaí - SP	55000 t/a						
ROYALPLAS	Guarulhos - SP	49600 t/a						
SULIANA	Maringá - PR	25000 t/a						

Tabla 7.4 Mercado del Formaldehído en Brasil [3]

Momentive (antes Hexion) ha expandido sus negocios en determinadas regiones donde cree que hay perspectivas de crecimiento, como es el caso de Brasil donde cuenta con una planta que inició operaciones en el año 2010 y abastecerá al mercado del sur de dicho país con productos forestales de formaldehído; asimismo, esta empresa prevé un crecimiento continuo en el mercado de latinoamericano para el formaldehído y sus resinas. Cuenta con dos plantas de formaldehído y sus productos forestales en Brasil en Curitiba y Montenegro, siendo que esta última tiene una capacidad nominal de 150 000 toneladas métricas.

CHILE			Oferta y demanda (Año)					
Remuneratura Nacional	2912.11.00		Capacidad	Producción	Importación	Exportación	Consumo Ap.	
Empresas Productoras	Ubicación de la Planta	Capacidad	2004	204000	76451	0	322	76129
			2005	204000	118025	13	229	117809
			2006	204000	145634	920	620	145934
Georgia-Pacific	Coronel - VIII Región	77472 U/a	2007	204000	20192	639	89	20742
OXIQUIM	Coronel - VIII Región	117000 U/a	2008	206472	i.n.d.	i.n.d.	i.n.d.	i.n.d.
REBISA	Coronel - VIII Región	12000 U/a	2009	206472	i.n.d.	i.n.d.	i.n.d.	i.n.d.

Tabla 7.5 Mercado del Formaldehído en Chile [3].

MEXICO			Oferta y demanda (Año)					
Remuneratura Nacional	2912.11.01		Capacidad	Producción	Importación	Exportación	Consumo Ap.	
Empresas Productoras	Ubicación de la Planta	Capacidad	2005	182200	150169	1448	418	151199
			2006	182200	153925	2197	634	155488
			2007	182200	165745	1740	414	167072
AVANTOR	Xalostoc - Edo. de México	i.n.d.	2008	182200	169322	1902	412	170812
FORMOQUIMIA	Parral - Chihuahua	9900	2009	182200	168756	1327	342	169741
REXCEL	Lerma - Edo. de México	37000	2010	182200	167973	1448	346	169075

Tabla 7.6 Mercado del Formaldehído en México [3]

URUGUAY			Oferta y demanda (Año)					
Remuneratura Nacional	2912.11.00		Capacidad	Producción	Importación	Exportación	Consumo Ap.	
Empresas Productoras	Ubicación de la Planta	Capacidad	2005	0	0	663	0	663
			2006	0	0	705	0	705
			2007	0	0	862	0	862
	No hay producción		2008	0	0	679	0	679
			2009	0	0	718	0	718
			2010	0	0	866	0	866

Tabla 7.7 Mercado del Formaldehído en Uruguay.[3]

De las tablas 7.6 y 7.7 se observa que México y Uruguay son los países que realizan las mayores importaciones, los cuales por su cercanía al Perú serían los primeros mercados a donde se destinaría el formaldehído.

Con relación a la industria del formaldehído en el Perú, no se cuenta con ninguna planta de producción de formaldehído en el Perú, la demanda de este producto se satisface a través de importaciones, de los países que se importa dicho producto tenemos a Colombia, Estados Unidos, Canadá, Alemania, Suiza y México. A continuación se mostrará la distribución de las importaciones durante el año 2011.



Figura 7.9 Países proveedores del Formaldehído al 37% [2]

Como se puede apreciar durante el año 2011 las mayores importaciones provinieron de Colombia, lo cual representa el 98% del total, siendo que el resto de países en conjunto solo abarcan el 2%.

De otro lado, es necesario señalar como se ha desarrollado en estos últimos seis años las importaciones, de acuerdo a la información proporcionada por la SUNAT, se han encontrado muy variables, como se puede apreciar en la siguiente tabla:

Año	Formaldehído Importado (kg.)	FOB (US\$)
2006	208 724	91 352
2007	428 455	218 350
2008	797 755	541 196
2009	528 279	251 985
2010	108 797	76 326
2011	384 587	260 270
2012 (*)	167 416	115 342

(*) Importaciones consideradas hasta marzo.

Tabla 7.8 Importaciones del Formaldehído al 37% en el Perú [2].

Son muy variables las cantidades que se han importado en estos últimos años, en el Perú el uso del formaldehído es utilizado industrialmente como formol, como fijador de tejidos, para realizar análisis en laboratorio, para desinfectar ambientes, para esterilizar instrumentos y en menores cantidades como retardante de fuego.

De otro lado, con la presente tesis se busca producir paraformaldehído, a efectos de cubrir la demanda del mercado interno y los excedentes para exportarlos.

Las importaciones del paraformaldehído en nuestro país en estos últimos años han seguido la siguiente evolución:

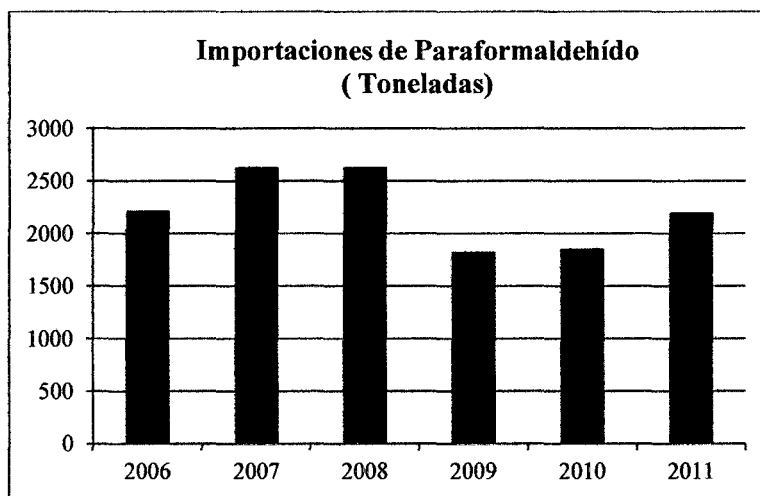


Figura 7.10 Importaciones del Paraformaldehído en el Perú [2].

En el año 2011 nuestro principal abastecedor fue España con 43%, seguido de Estados Unidos con un 25% y finalmente Netherlands y Reino Unido ambos con un 13%.

Es preciso indicar que se pretende satisfacer los requerimientos de la resina úrea-formaldehído para el mercado interno y la exportación, dicha resina se utiliza como adhesivo en la industria maderera, para lo cual también se producirá el formaldehído a una concentración de 55% en peso, el proyecto de planta producirá 500 toneladas por día de este producto; si bien nuestro mercado es pequeño se pretende generar sinergias con el proyecto petroquímico de úrea (proyecto detallado en el capítulo 4) a efectos de producir este tipo de resinas.

A continuación se muestra una tabla con las importaciones de la mencionada resina, a partir del año 2007:

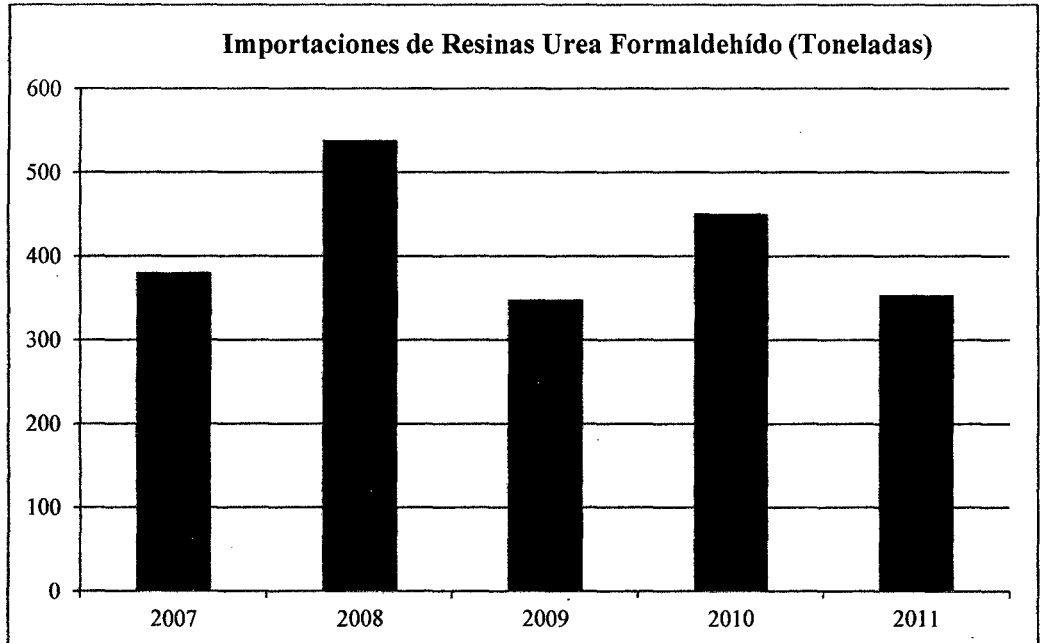


Figura 7.11 Importaciones de Resinas Urea-Formaldehído en el Perú [2].

Como se puede apreciar el promedio de importaciones es de 414 toneladas por año, lo cual demuestra que en nuestro país los requerimientos son pequeños, por lo que la mayor cantidad de este tipo de resinas será para la exportación.

Los mercados potenciales para la exportación del formaldehído y sus derivados serán Brasil por su gran crecimiento en esta industria, así como México. Es preciso indicar que se tendría que aprovechar a los mercados que abastece Chile con el formaldehído y sus derivados, toda vez que desde el año 2007 las plantas de metanol con las que cuenta dicho país están operando por debajo de su capacidad instalada desde que Argentina dejó de suministrarle gas natural, por lo que Chile cuenta con problemas de abastecimiento de este recurso.

Dicha situación podría traer como consecuencia que los inversionistas se interesen en desarrollar la industria del metanol y sus derivados en nuestro país, dado que nuestras reservas de gas natural son mucho más atractivas comparadas con las de Chile.

7.3. DIMENSIONAMIENTO DE PLANTA

De lo mencionado en los puntos 7.1 y 7.2, la demanda de metanol y formaldehído es baja en nuestro país, por lo que la mayor parte de dichos productos serán destinados a la exportación, razón por la cual el dimensionamiento de la planta se basa en tamaños comerciales que existen en Latinoamérica y en el mundo, toda vez que no se cuenta con pronósticos de la demanda del formaldehído, lo cual no está contemplado en la presente tesis.

País	Capacidad de producción de Formaldehído (Tonelada Métricas/año)
Brasil	730 000
Argentina	139 000
Chile	200 000
España (Ercros)	700 000

Tabla 7.9 Capacidad de Producción de Formaldehído [2].

Teniendo en cuenta las capacidades de producción de formaldehído en dichos países y asumiendo que son las necesarias para el abastecimiento de sus zonas, se determinó que la planta del formaldehído sea de una capacidad de 2 030 ton/día (670 254 tn/año).

Ahora considerando que las exportaciones del formaldehído a 37% y 42% no son rentables a largas distancias por el contenido de agua, dicha planta tendrá una línea para la producción de paraformaldehído que es el formaldehído al 96% a efectos de que este pueda llegar a diversas partes del mundo.

Un segundo paso será determinar la capacidad nominal de la planta de metanol, por cada tonelada métrica de formaldehído 37% se requiere 1, 094 TM de metanol. En ese sentido se necesitará 1 500 ton/día de metanol al 98%.

Ahora, de acuerdo a estudios realizados se determinó que a medida que la capacidad se incrementa disminuye el costo de producción, es decir que una planta del doble de tamaño o capacidad no cuesta el doble de inversión sino mucho menos,

razón por la cual se consideró una capacidad nominal de la planta de metanol de 2 500 ton/día (827 373 tn/año) a efectos de estar a la altura de las plantas existentes a nivel mundial, como se podrá apreciar en la siguiente tabla.

País	Capacidad de Producción de Metanol (Tonelada Métrica/año)
Trinidad y Tobago – Complejo Metanol	5 000 000
Chile – Planta Cabo Negro	3 850 000
Venezuela - Planta Supermetanol	821 250
Argentina – Planta de YPF	400 000
Brasil – Planta Rio de Janeiro	200 000

Tabla 7.10 Capacidad de Producción del Metanol [2] [.25]

Finalmente, el tamaño de las plantas será de las siguientes dimensiones:

Planta de Metanol (F.S = 0.95)	
- Capacidad Nominal	2 500 ton/día
Planta de Formaldehído (F.S = 0.95)	
- Capacidad Nominal Formaldehído 42%	1 220 ton/día
- Capacidad Nominal Paraformaldehído	810 ton/día

Tabla 7.11 Capacidades de la Plantas de Metanol y Formaldehído

7.4. ESTIMACIONES DE DEMANDAS FUTURAS

Después de realizar un análisis del mercado, cuyo desarrollo se explicará en el Anexo, se cuenta con las siguientes estimaciones:

Demanda (TM)	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Metanol	360 903	396 271	435 106	477 746	524 566	575 973	632 418
Formaldehído (96% peso)	267 560	275 587	283 854	292 370	301 141	310 175	319 481
Formaldehído (42% peso)	402 694	414 775	427 218	440 035	453 236	466 833	480 838
Costos (US\$/TM)	405	409	416	427	438	449	460
Metanol	463	462	529	548	587	600	613
Formaldehído	820	819	936	970	1039	1062	1085

Tabla 7.12 Demandas Futuras [elaboración propia]

8. LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA

El Estado Peruano a efectos de desarrollar la industria petroquímica ha venido declarando diversas zonas en nuestro país para la instalación de complejos petroquímicos, a la fecha existen cuatro zonas determinadas:

- Mediante Resolución Ministerial N° 042-2009-MEM/DM, se declaró a San Juan de Marcona, ubicada en el distrito de Marcona, provincia de Nazca y departamento de Ica.

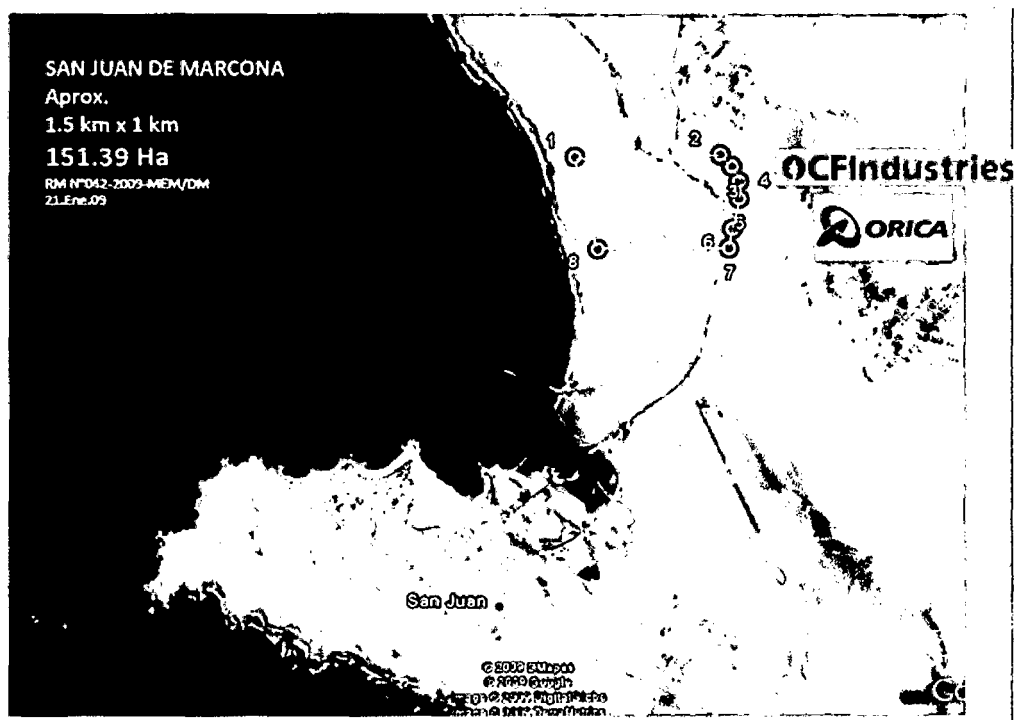


Figura 8.1 Ubicación Geográfica Polo Petroquímico de Marcona [86]

- Mediante Resolución Ministerial N° 312-2009-MEM/DM, se declaró a la Zona Industrial I-4, ubicada en el distrito de Paracas, provincia de Pisco y departamento de Ica.

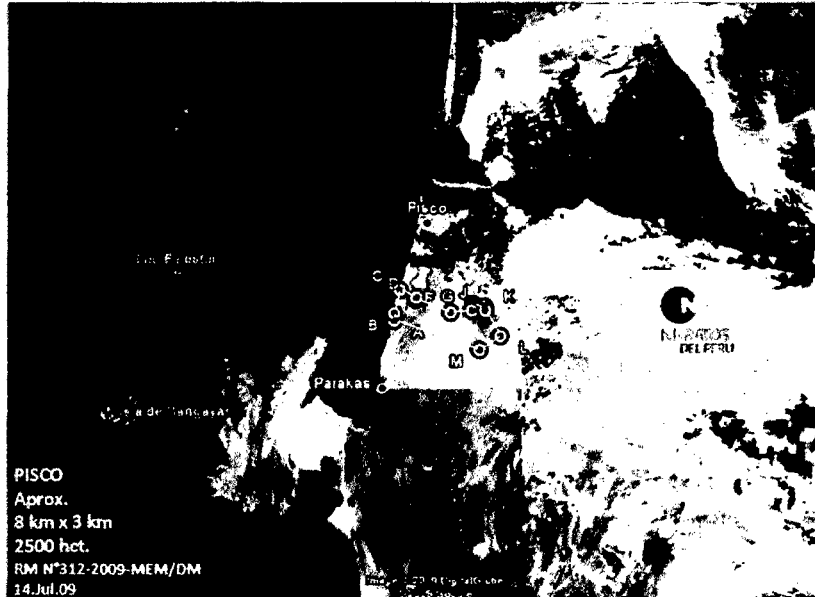


Figura 8.2 Ubicación Geográfica Polo Petroquímico de Pisco [86].

- Mediante Resolución Ministerial N° 443-2009-MEM/DM, se declaró a la Zona denominada “Lomas de Ilo” ubicada en el distrito de Algarrobal de la provincia de Ilo, en el departamento de Moquegua.

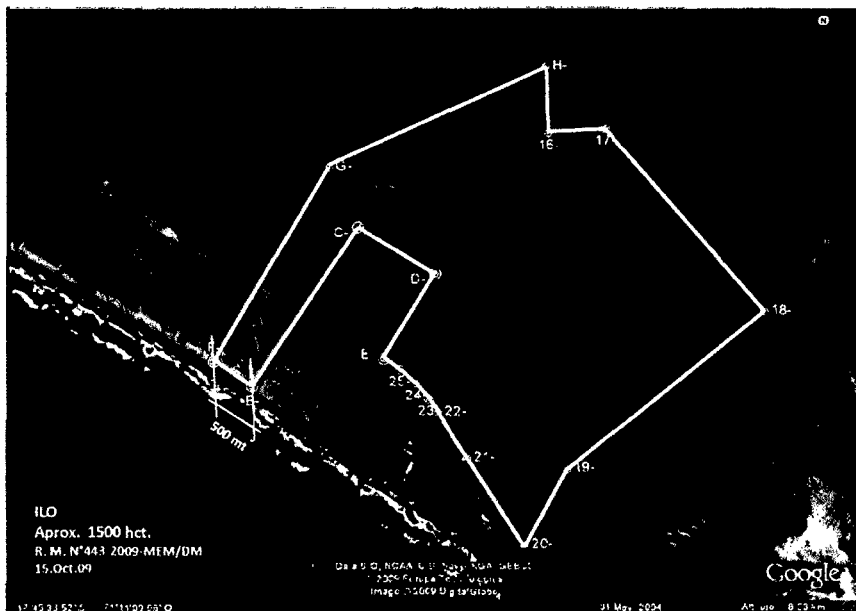


Figura 8.3 Ubicación Geográfica Polo Petroquímico de Ilo [86].

- Mediante Resolución Ministerial N° 250-2012-MEM/DM, se declaró como zona geográfica determinada para la instalación de un Complejo Petroquímico de Desarrollo Descentralizado a la zona denominada “Lomas de Tarpuy, Contayani, San Andrés y Quebrada Verde” ubicado en el distrito y provincia de Islay del departamento de Arequipa.

De dichas zonas, las dos últimas resultan ser más interesantes, toda vez que son lugares en los que el gasoducto andino del sur tendrá dos ramales que abastecerán de gas natural (sin etano); a continuación se detallaran las características de Matarani e Ilo, a efectos de determinar la evaluación cualitativa:

8.1. MATARANI

El Puerto de Matarani está ubicado en el distrito de Islay, provincia de Islay, Región de Arequipa, en conjunto con los puertos de Marcona e Ilo constituye uno de los tres puertos del Perú donde termina la Carretera Interoceánica del Sur del Perú que conecta con los países vecinos de Brasil y Bolivia uniendo por estas vías los océanos Atlántico y Pacífico.

8.1.1. FACILIDADES PORTUARIAS

El puerto de Matarani dispone de un muelle marginal, un muelle para operación de embarcaciones especiales tipo Roll On – Roll Off, un muelle pesquero, una torre neumática para granos y una faja transportadora para embarque de minerales a granel.

Dicho puerto es pequeño en comparación con los principales puertos del país y tiene un canal de acceso que exige realizar maniobras de cierta dificultad.

8.1.2. CIUDADES CERCANAS

Las poblaciones más importantes cercanas al puerto son Arequipa, Ilo, Puno, Lima, Tacna y Mollendo.

8.1.3. ACCESOS

- **Vía terrestre,** El acceso terrestre al Puerto de Matarani es por medio de la carretera Matarani – Inambari; una carretera asfaltada de 55,9 km que conecta con la Panamericana Sur a la altura de la localidad de La Joya en el km 984. Otra vía de acceso es un tramo de carretera no afirmada que conecta a la Panamericana Sur con la localidad de Cocachacra. Desde allí existe un tramo de carretera afirmada hasta la localidad de La Curva, y desde este último punto, una carretera asfaltada de 30 km hasta las ciudades de Mejía y Mollendo. Desde Mollendo se accede al Distrito de Islay por una carretera asfaltada de 15 km.
- **Vía férrea,** Una facilidad adicional con que cuenta el Puerto de Matarani es el servicio de transporte por ferrocarril, el cual se encuentra privatizado y ofrece servicio de transporte de carga hacia el interior del país, específicamente a las ciudades de Arequipa, Puno y Cusco.
- **Vía aérea,** La provincia de Islay cuenta con el Aeródromo de Mollendo que dispone de una pista de aterrizaje de 1,5 km ubicada entre las localidades de Mollendo y Mejía.

8.1.4. RED DE DISTRIBUCIÓN DE PRODUCTOS AL MERCADO NACIONAL

El traslado de bienes y servicios desde y hacia Matarani se moviliza por vía terrestre desde las ciudades de Arequipa y Moquegua y desde localidades como Mollendo y otras aledañas.

El acceso al km 984 de la Carretera Panamericana Sur desde Matarani, constituye el punto de comunicación con Arequipa (al norte) y Moquegua (al sur). La carretera que comunica a Matarani y Punta Corio es el nexo con las localidades de Mollendo, Mejía y Punta de Bombón.

8.1.5. ACCESO A LOS MERCADOS DE EXPORTACIÓN

Por el puerto de Matarani se exportan principalmente minerales concentrados de cobre; asimismo, dicho puerto atiende los embarques de concentrados minerales de cobre de la compañía Sociedad Minera Cerro Verde, en adición se recibe y embarca la producción de concentrados y cátodos de cobre de la compañía Xstrata Tintaya que opera en el Cusco.

Las características actuales del puerto lo orientan a los mercados de productos que se comercializan a granel. De otra parte, Matarani cuenta con almacenamiento e infraestructura (tanques y tuberías) para manejar productos líquidos como el ácido sulfúrico, sin embargo, no dispone de infraestructura para manejar productos como el metanol.

8.1.6. DISPONIBILIDAD DE AGUA

La provincia de Islay sólo tiene la cuenca hídrica del río Tambo, este nace de la confluencia de los ríos Paltutur e Ichuña en la sierra alta de Moquegua. El río Tambo es uno de los más caudalosos pero al mismo tiempo uno de los menos regulares de la vertiente del Pacífico; asimismo, desemboca al mar en el distrito de Punta de Bombón a 45 km del distrito de Islay y del Puerto de Matarani.

El distrito de Mollendo cuenta con una planta de producción de agua potable convencional, que se abastece del canal Ensenada Mejía – Mollendo por medio de una tubería de 18 pulgadas de diámetro con longitud de 11 km. La referida planta suministra agua potable a los distritos de Mollendo e Islay (Matarani), brindando un servicio de 10 y 08 horas en promedio, respectivamente; en la temporada de invierno disminuye el servicio a 6 y 4 horas en la temporada de verano, respectivamente.

La provincia de Islay cuenta además con una planta de tratamiento de agua potable en el poblado de “El Arenal”. La administración de los servicios de agua potable en la provincia de Islay, como en otras provincias de la Región Arequipa, está a cargo de SEDAPAR S.A. (Servicios de Agua Potable y Alcantarillado de Arequipa

S.A.), una empresa pública de derecho privado de propiedad de las municipalidades distritales de la Región.

8.1.7. DISPONIBILIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA

En condiciones normales la provincia de Islay se abastece por el Sistema Interconectado Nacional a través de una barra de 138 kV ubicada en la subestación repartición. El consumo de electricidad de la Provincia de Islay en promedio es de 6,5 MW aproximadamente.

Existe además en la localidad de Mollendo una central térmica de propiedad de EGASA construida en 1998 y repotenciada en 1999 con la instalación de dos turbinas de gas, tiene una potencia instalada total de 106,3 MW, cabe señalar que dicha central no opera desde el año 2000 debido a su alto costo operativo a consecuencia de la utilización del combustible Diesel Nº 2. Su costo podría reducirse utilizando el gas natural de Camisea.

8.1.8. DISPONIBILIDAD DE GAS METANO

En la actualidad no se dispone de un suministro de gas metano; sin embargo se cuenta con el proyecto del gasoducto al sur del país que permitirá abastecer con dicho gas desde los yacimientos de Camisea; asimismo, se advierten las siguientes dificultades importantes:

- El tiempo para la construcción del gasoducto no favorece a que los inversionistas decidan instalar sus plantas de metanol, formaldehído, amoniaco, urea y nitrato de amonio en las vecindades de Matarani.
- El precio del metano puesto en Matarani probablemente será mayor que en Pisco e incluso mayor que en San Juan de Marcona; no obstante el gobierno debe jugar un papel importante en la determinación de las tarifas de transporte.

8.1.9. ASPECTOS AMBIENTALES

- **Zonas Ecológicas**, las zonas ecológicas en la provincia de Islay de acuerdo la Oficina Nacional de Evaluación de Recursos Naturales (ONERN) son dos: el Desierto Sub –Tropical y el Desierto Montano Bajo.
- **El Desierto Sub Tropical**, se ubica entre los 0 y los 1 200 msnm, cubriendo una extensión de 3 700 km, dentro de esta zona se encuentran la Faja Litoral, el Valle Principal, las Quebradas Secundarias, gran parte de la Cordillera de la Costa y la Llanura Costanera.
- **El Desierto Montano Bajo**, está ubicado a continuación del desierto Sub-Tropical y se extiende más allá de los límites provinciales. Los suelos en las laderas y en las porciones terminales de la llanura costera son residuales y de fertilidad baja. La vegetación natural es muy escasa y basada en cactus.
- **Reservas Naturales**, no existen Reservas Naturales en la Provincia de Islay; sin embargo, en el departamento de Arequipa se cuentan con las siguientes áreas naturales protegidas, las mismas se encuentran muy lejos de la influencia del puerto de Matarani:
 - ✓ La Reserva Paisajística de la sub-cuenca del Cotahuasi, ubicada en el límite de los departamentos de Arequipa, Ayacucho y Apurímac a 216 km al noroeste del puerto de Matarani.
 - ✓ La Reserva Nacional de Salinas y Aguada Blanca, ubicada en las provincias de Arequipa y Caylloma en el departamento de Arequipa, al noreste a 120 km del puerto de Matarani.

8.1.10. VALORACIÓN DE FACTORES DE LOCALIZACIÓN EN MATARANI

criterio	Comentarios	Puntaje
Minimización de riesgos	Riesgo sísmico y de tsunami; sin embargo, en Ocoña hay zona elevada que minimizaría el riesgo de tsunami.	32
Proximidad al Mercado de Exportación	El puerto de Matarani con mejoras adecuadas (dragado) podría servir para exportación de productos petroquímicos a granel. Alternativamente, sería necesario construir un puerto ad-hoc.	18
Proximidad a Puerto Marítimo de Exportación	Se dispone de área cercana al puerto para la construcción de las plantas.	24
Proximidad a Mercado Nacional	Ubicación ventajosa para acceso a la mayor demanda del mercado	16
Proximidad a Fuente de Agua Dulce	Los ríos Majes – Camaná, u Ocoña podrían cubrir parcialmente la demanda del complejo petroquímico.	12
Proximidad a Fuente de Metano	Se cuenta con la Concesión del Gasoducto Andino del Sur, el cual incluye un ramal a Matarani; sin embargo la factibilidad del ducto requiere ser confirmada y tener en cuenta que la construcción del ducto aun tomará varios años.	10
Proximidad a Fuente de Energía Eléctrica	La generación se podrá realizar a partir con gas natural	6
Efecto sinérgico de la concentración de varias plantas en un solo polo petroquímico.	Se requiere un ducto de etano. Ubicación desventajosa para la integración.	8
Propiciar Desarrollo de Área Deprimida	Las zonas vecinas de Chala, Ocoña o Quilca se consideran económicamente deprimidas.	10
No afectación negativa sobre el ambiente	No se prevén problemas ambientales	45
Proximidad a Zona con infraestructura y población	Arequipa, Mollendo, etc.	20
TOTAL		201

Tabla 8.1 Puntaje Matarani [68].

8.2. PUERTO DE ILO

La provincia de Ilo está ubicada a 1 280 km al sur de la ciudad de Lima. Ilo es el puerto principal de la región Moquegua, cuenta con un mar tranquilo y una próspera industria pesquera. El río más importante de la provincia es el río Ilo, que forma el amplio valle de mismo nombre.

8.2.1. FACILIDADES PORTUARIAS

El puerto de Ilo está situado en una bahía bastante protegida y de fácil acceso, el área es vecina a dos de las mayores minas de cobre en el país: Cuajone y Toquepala, ambas operadas por la compañía Southern Perú Copper Corporation. De otro lado, Ilo por su estratégica posición geográfica es un punto importante para el comercio con Brasil, Bolivia y la región del APEC (Fondo de Cooperación Económica Asia – Pacífico).

La sección sur del puerto corresponde al muelle de propiedad de la compañía Southern Perú Copper Corporation dedicado a sus propias exportaciones e importaciones. Las exportaciones corresponden a cátodos de cobre electrolítico, lingotes de cobre fundido (blister copper), y ácido sulfúrico. El muelle dispone de capacidad para atender dos naves simultáneamente.

La sección norte corresponde al muelle de propiedad estatal y bajo administración de la Empresa Nacional de Puertos (ENAPU), este es una instalación antigua que sirve para la descarga de bienes en general: contenedores, granos, nitratos, etc. Asimismo, sirve para la carga de harina de pescado.

8.2.2. CIUDADES CERCANAS

La provincia de Ilo incluye tres distritos: Ilo, El Algarrobal y Pacocha (Pueblo Nuevo), la carretera Panamerica Sur conecta al puerto de Ilo con las ciudades de Arequipa, Camaná, Moquegua y Tacna.

8.2.3. ACCESOS

- **Acceso terrestre**, la provincia de Ilo se articula con el resto del país a través de la carretera Panamericana Sur Binacional Perú – Bolivia, Carretera Transoceánica y Carretera Costanera, de acuerdo al siguiente detalle:
 - ✓ Panamericana Sur
 - Ilo – Tacna – Arica (Chile)
 - Ilo – Moquegua – Arequipa
 - Ilo – Moquegua – Camaná – Nazca – Ica – Lima
 - Ilo – Moquegua – Omate – Coalaque – Puquina – Arequipa
 - ✓ Carretera Binacional Perú – Bolivia
 - Ilo – Moquegua – Desaguadero – La Paz (Bolivia)
 - Ilo – Moquegua – Puno – Cuzco
 - ✓ Carretera Transoceánica
 - Ilo – Moquegua – Puno – Puerto Maldonado- Acre Rondonia (Brasil)
 - ✓ Carretera Costanera
 - Ilo – Matarani (Mollendo) – Arequipa
 - Ilo – Tacna
- **Acceso aéreo**, Ilo cuenta con un aeropuerto con capacidad para recibir aviones hasta modelo B727 y 200 toneladas de carga máxima. No recibe vuelos comerciales por no contar con el equipamiento necesario y es utilizado como pista de aterrizaje de emergencia del aeropuerto de Tacna.
El Aeropuerto de Moquegua, denominado Hernán Turcke Podestá, tiene una vía para el aterrizaje de aviones Fokker-27, tampoco recibe vuelos comerciales por no contar con el equipamiento necesario.
- **Red de distribución en la región**, el flujo de bienes y servicios hacia la zona se moviliza por vía terrestre desde las ciudades de Moquegua y Tacna.

8.2.4. ACCESO A LOS MERCADOS DE EXPORTACIÓN

Por el puerto de Ilo actualmente se exportan principalmente harina de pescado y minerales concentrados de cobre. Este puerto atiende los embarques de concentrados minerales y cátodos de cobre de la compañía Southern Perú Copper Corporation.

Las características actuales del puerto lo orientan a los mercados de productos que se comercializan a granel. De otra parte, el puerto de Ilo cuenta con almacenamiento e infraestructura (tanques y tuberías) para manejar productos líquidos como el Acido Sulfúrico; sin embargo, no dispone de infraestructura para manejar productos como el metanol o el amoniaco, situación similar al de Matarani.

8.2.5. DISPONIBILIDAD DE AGUA

- **Aguas superficiales**, se consideran aguas superficiales todas aquellas naturales abiertas a la atmósfera: ríos, lagos, reservorios, charcas, corrientes, océanos, mares, estuarios y humedales.
- **Agua de mar**, el uso de agua de mar, como agua de proceso, es viable previa desalinización, también es una opción como agua de enfriamiento.
- **Agua de Ríos**, el puerto y la ciudad de Ilo están ubicados dentro de la cuenca hidrográfica del río Ilo, que desemboca al norte de la ciudad, formando un estrecho valle con poca actividad agrícola.
- **Aguas subterráneas (aguas de pozo)**, se cuenta disponibilidad de aguas de pozo en los distritos de Samegua, Moquegua, El Algarrobal, Pacocha e Ilo.

8.2.6. DISPONIBILIDAD DE ENERGÍA ELÉCTRICA

Para esta zona se tendría suministro eléctrico desde las centrales térmicas de Ilo I y II ubicada en la provincia de Moquegua, y desde las centrales hidroeléctricas Charcani I, II, III, IV y Aricota 1, 2 ubicadas en las provincias de Arequipa y Tacna respectivamente.

8.2.7. DISPONIBILIDAD DE GAS METANO

En la actualidad no se dispone de un suministro de gas metano; sin embargo se cuenta con el proyecto del gasoducto al sur del país que permitirá abastecer con dicho gas desde los yacimientos de Camisea; asimismo, se advierten las siguientes dificultades:

- El tiempo para la construcción del gasoducto no favorece a que los inversionistas decidan instalar sus plantas de metanol, formaldehído, amoniaco, urea y nitrato de amonio en la zona de Ilo.
- El precio del metano puesto en Ilo probablemente será mayor que en Pisco e incluso mayor que en San Juan de Marcona; no obstante el gobierno debe jugar un papel importante en la determinación de las tarifas de transporte.

8.2.8. ASPECTOS AMBIENTALES

La Región Moquegua no cuenta con zonas consideradas dentro de las diversas categorías del SINANPE (Sistema Nacional de Áreas Naturales Protegidas).

La principal fuente de contaminación al medio ambiente de dicha Región es la fundición y refinería de cobre de la Compañía Southern Perú Copper Corporation ubicada a 17,7 km al norte de la ciudad de Ilo, que arroja a la atmósfera concentraciones de dióxido de azufre; asimismo, las operaciones en las minas de Cuajone ubicada a 35 km al este de Moquegua, también constituyen centros de contaminación que afectan principalmente a los suelos; no obstante por su posición geográfica no incluyen al puerto de Ilo dentro de su área de influencia. Es preciso indicar que en Ilo operan plantas de procesamiento de harina de pescado las cuales afectan principalmente la calidad del aire.

8.2.9. VALORACIÓN DE FACTORES DE LOCALIZACIÓN EN ILO

criterio	Comentarios	Puntaje
Minimización de riesgos	Riesgo sísmico y de tsunami	32
Proximidad al Mercado de Exportación	El puerto de Ilo, con adecuadas mejoras podría usarse para la exportación de urea y otros a granel.	24
Proximidad a Puerto Marítimo de Exportación	Se dispone de área cercana al Puerto para la construcción de las plantas	24
Proximidad a Mercado Nacional	Ubicación ventajosa para acceso a la mayor demanda del mercado	16
Proximidad a Fuente de Agua Dulce	Los ríos Majes – Camaná, u Ocoña podrían cubrir parcialmente la demanda del complejo.	12
Proximidad a Fuente de Metano	Se cuenta con la Concesión del Gasoducto Andino del Sur, el cual incluye un ramal a Matarani; sin embargo la factibilidad del ducto requiere ser confirmada y tener en cuenta que la construcción del ducto aun tomará varios años.	10
Proximidad a Fuente de Energía Eléctrica	La generación se realizaría con gas natural. Además tiene acceso al Sistema Interconectado Nacional.	6
Efecto sinérgico de la concentración de varias plantas en un solo polo petroquímico.	Esta sujeto al Proyecto Integrado del Sur, el cual incluye el polo petroquímico a partir de etano y el Gasoducto Andino del Sur.	8
Propiciar Desarrollo de Área Deprimida	Las zonas de de Chala, Ocoña o Quilca son económicamente deprimidas.	10
No afectación negativa sobre el ambiente	No se prevén problemas ambientales	45
Proximidad a Zona con infraestructura y población	Arequipa, Mollendo, etc.	20
TOTAL		207

Tabla 8.2 Puntaje a Ilo [68]

Es preciso indicar, que los criterios y el puntaje son propios del Estudio de Localización de Polo Petroquímico en el Perú que se desarrollo en el año 2008; sin embargo, lo que ha sido necesario resaltar es la evaluación cualitativa respecto de los puertos de Matarani e Ilo, toda vez que son de interés para la presente tesis.

Por los resultados de dicho estudio, Ilo sería el lugar más conveniente para instalar la planta de metanol y formaldehído; sin embargo, lo que principalmente se pretende es generar las sinergias con otros proyectos como es la petroquímica de la úrea y del etano, a efectos de que se puedan aprovechar los servicios industriales, compartir puerto, logística, etc.

Finalmente, a la fecha el Estado Peruano viene negociando con la empresa Kuntur Transportadora del Perú S.A.C., empresa a cargo del proyecto Gasoducto Andino del Sur, la modificación de su Contrato de Concesión con lo cual se busca la viabilidad de dicho proyecto, situación que condiciona al desarrollo de la petroquímica del sur, toda vez que los complejos que se pretenden instalar son al sur del país, lo cual incluiría a la Planta de Metanol y Formaldehído por lo que la ubicación de estas se determinará finalmente con los resultados de dicha negociación.

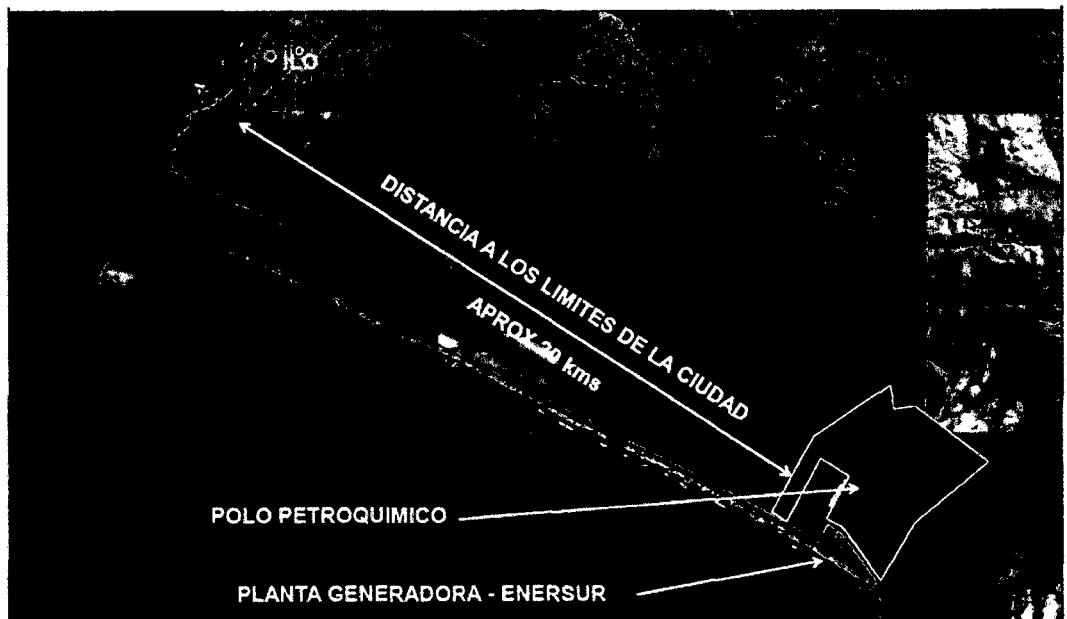


Figura 8.3 Ubicación Geográfica de las Plantas de Metanol y Formaldehído [79].

9. EVALUACIÓN Y SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

En el presente capítulo se evaluó los procesos más comerciales para la producción de formaldehído a partir de gas natural, para esto se ha dividido el proceso en tres sub-procesos, como se muestra en la figura 9.1, los cuales son los siguientes:

- Producción de gas de síntesis a partir de gas natural.
- Producción de metanol a partir de gas de síntesis.
- Producción de formaldehído a partir de metanol.

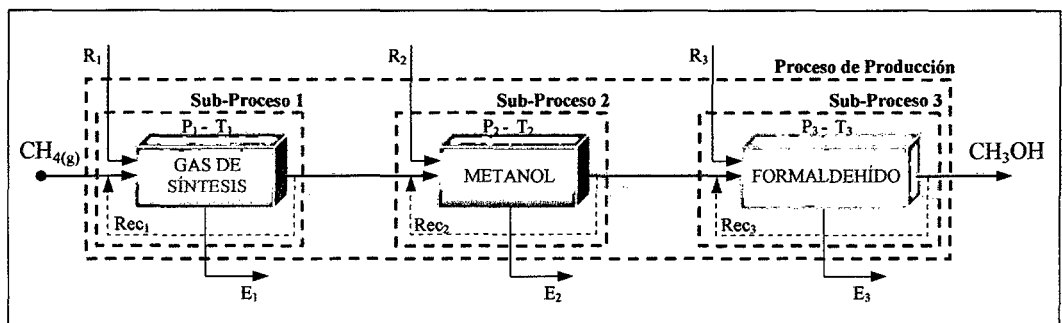


Figura 9.1 Diagrama de bloques del proceso.

9.1. PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A PARTIR DE GAS NATURAL

9.1.1. GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis, es una mezcla de hidrógeno, monóxido de carbono y dióxido de carbono. La composición del gas de síntesis dependerá de la tecnología empleada, materia prima y las condiciones de operación usadas en su producción. La relación entre el hidrógeno y el monóxido de carbono esta en un rango tan bajo como 0,6 procedente del reformado de gas natural con CO_2 o de la oxidación parcial de petróleo coque, hasta ratios tan altos como 6,5 a partir de reformado catalítico de gas natural con vapor. Cuando el hidrógeno es el producto deseado, la reacción de reformado puede ser seguido por la conocida reacción shift (WGS, water gas shift) o reacción de conversión para convertir esencialmente todo el

monóxido de carbono, contenido en el gas de síntesis crudo, a dióxido de carbono, de este modo maximizar la cantidad de hidrógeno producido. La reacción de conversión puede evitarse y la cantidad de monóxido de carbono maximizada seleccionando materia prima con alto ratio de carbón/hidrógeno o recirculando el dióxido de carbono durante el proceso. Aunque el monóxido de carbono puede ser maximizado, el hidrógeno no puede ser eliminado y es un subproducto del proceso. Esta mezcla de gases se pueden considerar como los gases industriales más importantes y la materia clave para la petroquímica.

La mayor parte del gas de síntesis producido a partir de gas natural generalmente se utiliza para la producción de metanol. El gas natural es reformado con vapor para producir gas de síntesis crudo, el cual entra a un reactor para la síntesis del metanol donde es convertido directamente a metanol.

9.1.2. PROCESO DE PRODUCCIÓN DE GAS DE SÍNTESIS

El gas de síntesis puede ser producido a partir de una gran variedad de materias primas incluyendo gas natural, gas licuado de petróleo (GLP), petróleo, carbón y coque. Los procesos para convertir estas materias a gas de síntesis son reformado con vapor del metano, reformado con CO_2 , reformado autotérmico y oxidación parcial o gasificación usando aire u oxígeno puro. El proceso predominante en virtud a la disponibilidad de materia prima de bajo costo, el cual ofrece mayores beneficios económicos, es el reformado catalítico con vapor de agua del metano procedente del gas natural. El reformado con vapor es utilizado para producir gas de síntesis a partir de una alimentación de hidrocarburos tales como el etano, propano, butano o naftas; sin embargo, estas materias primas son utilizadas en otros procesos que generan mayores beneficios económicos.

La oxidación parcial de hidrocarburos puede ser utilizado para producir gas de síntesis. La oxidación parcial, cuando es usado para la conversión de sustancias sólidas como el carbón o coque, es generalmente conocida como gasificación y cuando es aplicado a gases o líquidos, es llamado oxidación parcial (POX, partial oxidation). Ambos procesos se consideran lo mismo. La gasificación u oxidación parcial toma lugar a altas temperaturas y presiones en presencia de pequeñas

cantidades de vapor y aire u oxígeno puro cualquiera de los dos. Los equipos de alta presión, el costo de producir oxígeno puro, los equipos para la desulfurización y la recuperación de carbón, particularmente para alimentaciones pesadas, algunas veces hacen que el proceso de oxidación parcial tenga un costo de capital y operación elevado para la producción de gas de síntesis.

Sin embargo, existen ciertas condiciones específicas en la cual favorece el uso del proceso de oxidación parcial, especialmente cuando se requiere gas de síntesis rico en monóxido de carbono, el costo del oxígeno es muy bajo y el valor de la materia prima (hidrocarburos pesados) es también bajo, la oxidación parcial puede ser atractiva. Algunas veces, los desperdicios que tienen un alto costo de eliminación pueden ser convertidos a gas de síntesis utilizando el proceso de oxidación parcial. El bajo valor de la materia prima combinado con la combustión de una parte del gas de síntesis para la generación de energía eléctrica, en ciertos casos, puede resultar más atractivo en comparación con otras tecnologías. Existen más de 100 plantas comerciales en el mundo que utilizan el proceso de oxidación parcial.

La evaluación económica para la selección de un proceso para la producción de gas de síntesis depende del ratio hidrógeno / monóxido de carbono necesario, disponibilidad y costo de la materia prima, del oxígeno o de dióxido de carbono, el costo de los servicios y disponibilidad de créditos para la venta de los excedentes de los subproductos hidrógeno y monóxido de carbono.

9.1.3. REFORMADO CATALÍTICO CON VAPOR

Este proceso es usado para convertir hidrocarburos a gas de síntesis mediante la reacción con vapor de agua, utilizando catalizadores en base a níquel, la tecnología para el reformado con vapor del metano fue desarrollada por BASF y utilizada por primera vez en 1931 por Standard Oil de New Jersey para producir hidrógeno a partir de las purgas de gas provenientes de la Refinería Bayway. Por su parte ICI (Imperial Chemical Industries) mejoró el proceso considerablemente y construyó plantas entre 1936 y 1940 para producir gas de síntesis a partir de la hidrogenación de carbón. El proceso ha sido mejorado continuamente por más de

50 años, pero la configuración fundamental sigue siendo la establecida por BASF. Los primeros catalizadores estaban basados en el grupo metálico del platino (Pt), pero estos sólo eran adecuados para procesar materias primas libres de azufre. En la actualidad se usan los catalizadores en base a níquel, los cuales son más tolerantes a los sulfuros y pueden procesar hidrocarburos pesados incluyendo las naftas. El proceso es operado entre 800 – 1 000°C y 0,8 – 2,5 MPa. La composición metálica de las tuberías del reactor es el factor limitante para determinar la presión y temperatura. Con la tecnología de materiales actuales, algunas unidades están operando a presiones tan altas como 3,5 MPa.

Los catalizadores en base de níquel son resistentes al envenenamiento con azufre, pero la alimentación debe estar desulfurizada a un máximo de 0,1 ppm de azufre antes del ingreso al reformador.

9.1.3.1. REACTOR/HORNO REFORMADOR

El reformador es un reactor químico de fuego directo constituido por tubos llenos de catalizador localizados en el interior de la cámara de combustión. La conversión de metano y vapor de agua a una mezcla en equilibrio de hidrógeno, óxidos de carbono y metano residual se lleva a cabo dentro de los tubos. El calor para la reacción altamente endotérmica es provisto por los quemadores en la cámara de combustión. El calor es transferido a los tubos mediante una combinación de radiación y convección.

Existe una gran variedad de configuraciones mecánicas para el horno del reformador. Los reformadores más pequeños, producen menos de 10 MSCFD (1 000 000 standard cubic feed per day) de gas de síntesis, por lo general son diseños cilíndricos, los reformadores más grandes tienen un diseño rectangular. En la mayoría de los hornos rectangulares el fuego es alimentado por la parte superior y por las paredes.

Una de las características de estos hornos rectangulares es la ubicación de quemadores a lo largo de las paredes del horno. En la figura 9.2 se muestra esta distribución, una sola fila de tubos está localizada en el centro de la cámara de

combustión del reformador y el calor es transferido por radiación desde los quemadores a los tubos.

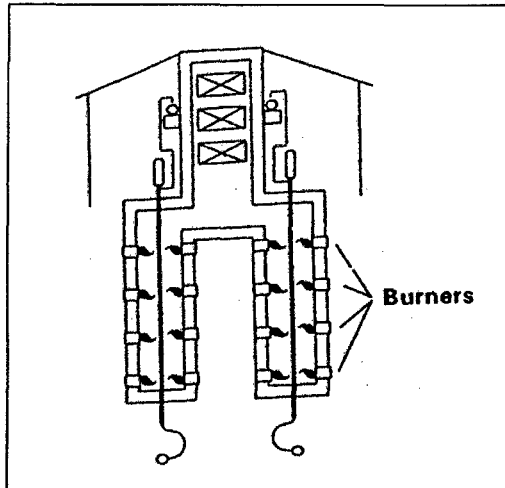


Figura 9.2 Esquema de un reformador con quemadores en las paredes [31].

Los reformadores más grandes por lo general son calentados por la parte superior del horno según la figura 9.3, estos reformadores tienen múltiples líneas de tubos y el calor es transferido a los tubos por radiación proveniente de la combustión del combustible. Para reformadores de mayor tamaño, con calentamiento por la parte superior los cuales cuentan con pocos quemadores, diseño compacto y cuentan con dos o más cámaras internas, este arreglo es más económico comparado con el de calentamiento por las paredes.

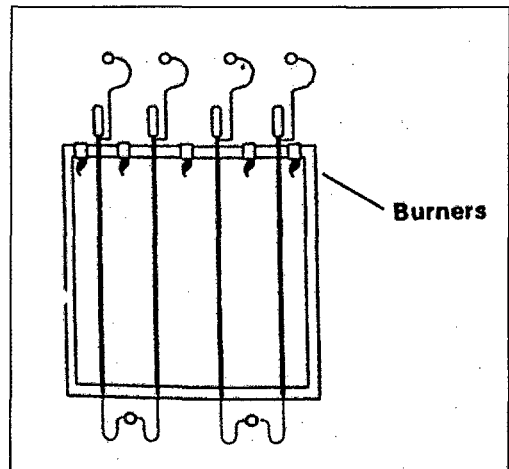


Figura 9.3 Esquema de un reformador con quemadores en el techo [31].

Los tubos del reformador que contienen el catalizador son los elementos más importantes del equipo, pues estos representan más del 30% del costo total del reformador y cuyo material establece las condiciones máximas de operación. Los tubos son normalmente de 108 mm de diámetro exterior x 72 mm de diámetro interior. Los materiales de construcción son aleaciones de níquel tales como el HK 40 (25 Cr/20Ni), Inconel 617, Inconel 800 y Supertherm. Los reformadores de

baja presión usan ante todo HK 40; sin embargo, para unidades de alta presión requiere aleaciones más costosas como 25Cr/35 Ni, Nb, conocido como HP con Nb, para resistir presiones y temperaturas más severas.

Los catalizadores para el reformado están disponibles en muchas formas y tamaños, cada uno con especificaciones del proveedor, conteniendo de 16 - 20% de Ni en la forma de NiO soportados sobre aluminato de calcio o aluminato titanato de calcio y promovidos con magnesio o potasio. El NiO es reducido a Ni en presencia de vapor antes de uso.

Composición	% peso
NiO	47.0
MgO	3.3
SiO ₂	4.2
K ₂ O	0.5
Cr ₂ O ₃	1.5
CaO	7.8
Al ₂ O ₃	35.7

Tabla 9.1 Composición típica del catalizador industrial CRG LH R [46].

Los catalizadores son envenenados por azufre, arsénico, cloro, fósforo, cobre y plomo. El envenenamiento consiste en la desactivación del catalizador; sin embargo, el envenenamiento con azufre en algunos casos es reversible. La reactivación puede ser lograda mediante la remoción del azufre de la alimentación y a través del calentamiento con vapor del catalizador. El envenenamiento con arsénico es permanente, por lo tanto la alimentación debe contener menos de 50 ppm de arsénico para prevenir la desactivación.

9.1.3.2. QUÍMICA DEL REFORMADO CON VAPOR

Las reacciones químicas del metano en el reformador son:



La ecuación 9.1 corresponde a la reacción de reformado, la reacción 9.2 es la reacción “*shift*” o reacción de conversión (water gas shift reaction).

El gas de síntesis crudo del reformador es una mezcla de hidrógeno, monóxido de carbono, dióxido de carbono y metano sin reaccionar. Una composición típica del gas de síntesis se muestra en la tabla 9.2 esta composición es para un reformador cuyas condiciones de operación son temperatura de salida 880 °C, presión 2,3 MPa y una relación vapor/metano de 4.

Componente	% Volumen
H ₂	76,0
CO	12,0
CO ₂	10,0
CH ₄	1,3
Vapor de agua	0,7
	100,0

Tabla 9.2 Composición típica de gas de síntesis a la salida del horno reformador [31].

La formación de carbón es perjudicial para la operación de reformado, pues este se deposita sobre la superficie del catalizador, inhibiendo su rendimiento, taponeando eventualmente los tubos y ocasionando una excesiva caída de presión. Esto es esencial para establecer las condiciones de operación que puedan evitar la formación de carbón durante la reacción de reformado. Las posibles reacciones del reformado del carbón son las siguientes:



La reacción 9.3 corresponde a la “Reacción Boudouard”, la ecuación 9.4 es la reacción del monóxido de carbono e hidrógeno (generalmente no es favorecida) y la ecuación 9.5 corresponde al craqueo del metano.

Durante una operación normal, la velocidad de formación y remoción del carbón deben estar en equilibrio. Las reacciones de remoción de carbón son:



La remoción de carbón por vapor es tres veces más rápida que con el CO_2 ; en ese sentido, la remoción de carbón se realiza mayormente con la reacción con vapor.

La relación vapor/carbón (S/C ratio) es la relación de moles de vapor con los átomos de carbón en la alimentación del reformador. El ratio S/C, en conjunto con la temperatura y presión, afecta la producción de hidrógeno, la relación H_2/CO del gas de síntesis producido y la conversión del metano. La relación mínima S/C para el reformado del metano es alrededor de 1,7; sin embargo, se requiere de vapor en exceso para prevenir la formación de carbón, evitando la desactivación del catalizador y asegurando la relación H_2/CO . Como resultado, la relación S/C para el reformado catalítico con vapor del metano por lo general se encuentra entre 3 a 5.

9.1.4. REFORMADO AUTOTÉRMICO

El reformado autotérmico es una combinación de oxidación parcial y reformado con vapor llevado a cabo en un solo reactor. El calor de la reacción endotérmica para el reformado con vapor del metano es suministrado por la oxidación parcial de la materia prima en la primera sección del reactor.

La materia prima adecuada para el reformado autotérmico puede ser el gas natural rico en metano o hidrocarburos como la nafta. La principal ventaja del proceso es que no necesita energía externa, ofrece flexibilidad en la selección de materia prima y puede ser diseñado para operar a mayores temperaturas y presiones que un reformador a vapor. Otra característica es la posibilidad de producir gas de síntesis con un bajo ratio de H_2/CO , numerosas plantas comerciales procesan como materia prima gas natural operando con ratios de H_2/CO alrededor de 2,3 sin recirculación de CO_2 .

9.1.4.1. PROCESO Y EQUIPOS DEL REFORMADO AUTOTÉRMICO

Un simple diagrama de flujo de proceso de reformado autotérmico (ATR, Autothermal reforming) es mostrado en la figura 9.4. La alimentación es precalentada y mezclada con oxígeno y una pequeña cantidad de vapor, la mezcla ingresa al reactor por la parte superior. La combustión parcial toma lugar en la zona superior y la mayor parte de la materia prima se convierte en CO_2 y H_2 . El metano, hidrógeno y monóxido de carbono son parcialmente convertidos con el oxígeno restante.

El equilibrio del reformado con vapor y la reacción de conversión son establecidos en la zona de reformado catalítico con vapor.

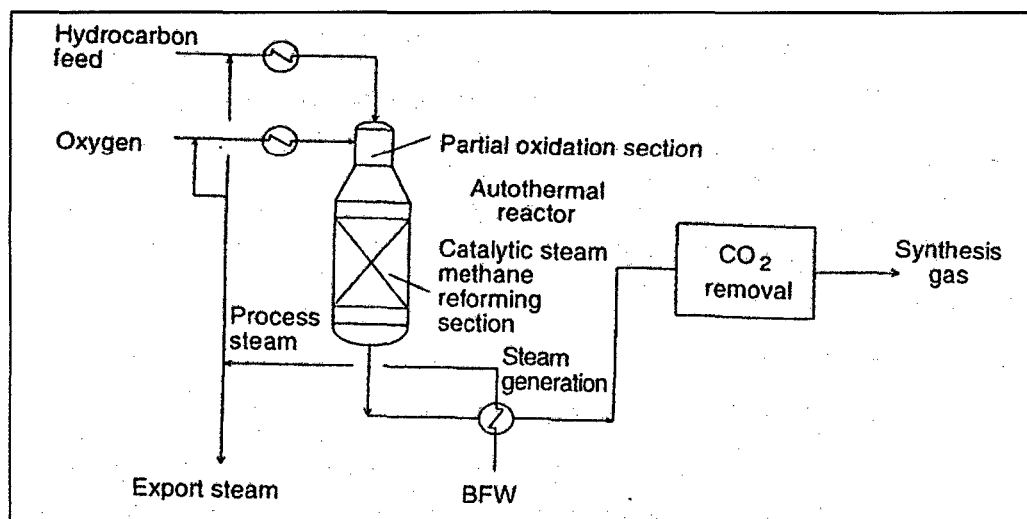
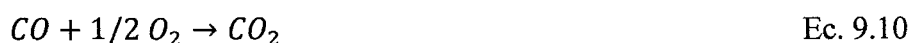


Figura 9.4 Diagrama típico del reformado autotérmico [31].

9.1.4.2. QUÍMICA DEL REFORMADO AUTOTÉRMICO

Las reacciones que toman lugar en la zona de combustión del reactor del reformador autotérmico son:



Las reacciones en la zona de reformado con vapor son



Un catalizador de níquel soportado en un portador de magnesio-alúmina es utilizado en el llenado del lecho de la sección catalítica del reactor. Las reacciones de formación de carbón son impedidas a partir la zona de combustión con la cuidadosa selección de las condiciones de operación y un apropiado arreglo de la mezcla de las alimentaciones del proceso.

9.1.4.3. REACTOR AUTOTÉRMICO

El reactor del reformador autotérmico es un recipiente cilíndrico forrado con refractario, siendo en la parte superior de menor diámetro donde ocurre la combustión, dicha zona cuenta con un quemador especialmente diseñado. El fondo, de mayor diámetro, contiene el catalizador. En la figura 9.5. se muestra un esquema del reactor.

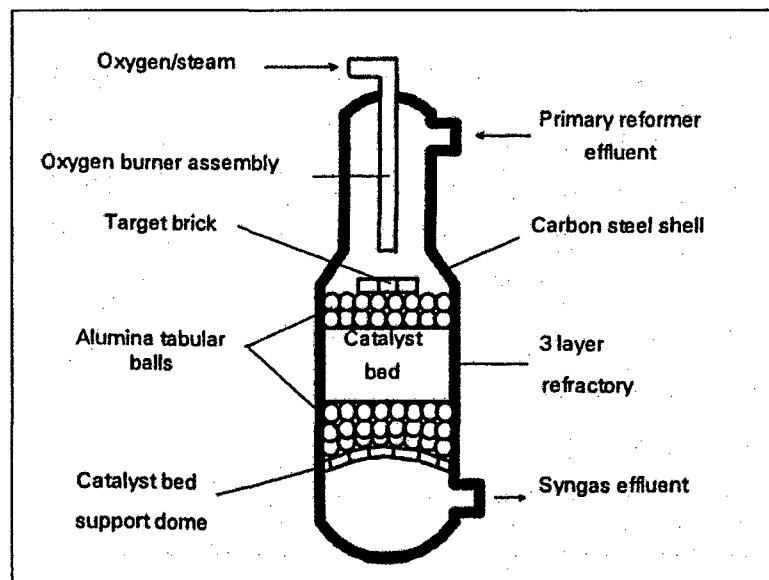


Figura 9.5 Esquema del Reactor Autotérmico [31].

El interior del reactor está forrado con tres capas de refractario en base de alúmina. La primera capa interior es de un material de alta densidad para resistir

temperaturas elevadas, la segunda capa es también seleccionada para soportar altas temperaturas como precaución en caso la primera capa falle y la última capa está diseñada para asegurar un máximo de 90 a 150 °C.

Por encima del catalizador se colocan ladrillos y bolas cerámicos para proteger el lecho catalítico de la temperatura excesiva proveniente de la radiación del quemador. El lecho catalítico consiste en dos capas, la capa superior es un catalizador de alta resistencia en base a cromo el cual sirve como protección para el lecho inferior, este último es un catalizador en base de níquel.

9.1.4.4. QUEMADOR DE OXÍGENO

El quemador de oxígeno es una parte crítica del sistema de reformado autotérmico, está diseñado para soportar las altas temperaturas de la combustión del oxymetano. En la figura 9.6 se muestra un esquema simplificado del quemador.

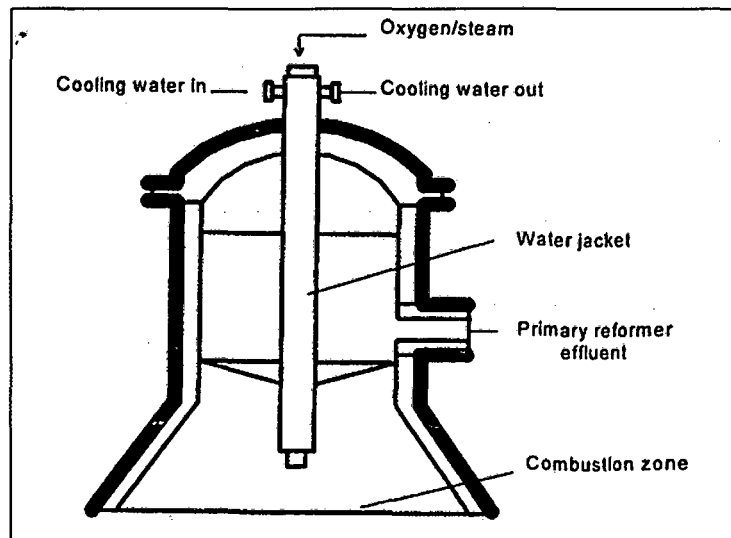


Figura 9.6 Esquema del Reactor Autotérmico [31].

El principal componente es el tubo central por donde fluye el oxígeno, el cual consta de una chaqueta por donde pasa agua para enfriar el tubo durante el proceso de reformado. La chaqueta protege al tubo de la radiación producida por la combustión del oxígeno y metano.

9.1.4.5. OPERACIÓN DEL REACTOR AUTOTÉRMICO

La alimentación ingresa al reactor autotérmico por la parte superior y fluye hacia abajo a través del espacio anular entre el exterior e interior de los tubos del quemador de oxígeno. El oxígeno y pequeñas cantidades de vapor fluyen a través del diámetro interior del quemador de oxígeno y salen a través de puertos en el fondo del tubo. El oxígeno se mezcla con una porción de gas de síntesis y la combustión toma lugar en la parte superior del reactor. La zona de combustión opera a una temperatura aproximada de 1 200 a 1 250 °C.

Los gases calientes fluyen a través del lecho catalítico donde el reformado con vapor del metano y la reacción de conversión (shift) se desarrollan en equilibrio, la temperatura del lecho catalítico es alrededor de 870 a 955 °C.

9.1.4.6. OPERACIÓN DEL REFORMADO AUTOTÉRMICO

La operación del reformado autotérmico puede ser usado sin recirculación de CO₂ para producir gas de síntesis con una relación de H₂/CO entre 2,3 a 3,5; sin embargo, recirculando o introduciendo CO₂ se extiende el rango de la composición del gas de síntesis a ratios H₂/CO tan bajos como 0,8.

Las condiciones típicas de operación del proceso de reformado autotérmico se encuentra en la tabla 9.3 la presión de operación varía en un rango de 2 a 7 MPa. Presiones por debajo de 2 MPa no son prácticas porque se tiende a formar hollín el cual no puede ser eliminado con la adición de vapor o con quemadores diseñados para baja presión. Para presiones superiores a 7 MPa es un límite teórico basado en la resistencia de los materiales del horno. Actualmente estas unidades operan en promedio a unos 4 MPa.

Ratio de flujo de alimentación	
H ₂ O/C (mol/mol)	0,5 – 3,5
CO ₂ /C (mol/mol)	0,0 – 2,0
O ₂ /C (mol/mol)	0,5 – 0,6
Temperatura de precalentamiento	
Alimentación materia prima (°C)	200 – 650

Alimentación de oxígeno (°C)	150 – 600
Temperatura de salida (°C)	850 – 1100
Presión (MPa)	2 – 7

Tabla 9.3 Condiciones de operación del reformado autotérmico [31]

En la tabla 9.4 se muestra un resumen de las condiciones de operación y composiciones de gas de síntesis producidas por plantas que emplean reformado autotérmico en el proceso.

Producto	H ₂ + CO	H ₂ + CO	H ₂ /CO=2.0	H ₂ /CO = 1.0
Ratio gas de síntesis				
H ₂ /CO (mol/mol)	3,29	2,84	2,0	1,0
Ratios de alimentación				
H ₂ O/C (mol/mol)	1,9	1,4	0,6	0,6
CO ₂ /C (mol/mol)	0,0	0,0	0,12	1,0
O ₂ /C (mol/mol)	0,58	0,54	0,59	0,69
Temperatura de precalentamiento				
Natural gas + vapor (°C)	525	525	550	550
Oxígeno + vapor (°C)	230	230	230	220
Producto				
Temperatura de salida (°C)	950	950	1050	1025
Presión (MPa)	2,5	2,5	2,1	2,5
Composición (% molar seco)				
H ₂	65,5	65,0	62,1	39,0
N ₂	1,4	1,2	0,0	0,2
CO	19,9	22,9	31,1	39,0
CO ₂	12,5	9,7	6,4	21,7
Ar	0,1	0,1	0,0	0,0
CH ₄	0,6	1,1	0,4	0,1
H ₂ (% molar)	37,9	29,4	19,5	28,0

Tabla 9.4 Composición del gas de síntesis crudo con reformado autotérmico [31].

9.1.4.7. ECONOMÍA DEL REFORMADOR AUTOTÉRMICO

El capital de inversión para un reformador autotérmico es generalmente menor al reformado del metano con vapor debido a la sencillez de la unidad y el equipo individual. Los costos de operación, son similares o ligeramente más altos

debido primordialmente al costo del oxígeno puro. Los bajos costos en el oxígeno tiene un impacto positivo sobre la economía del reformador autotérmico.

Los factores que favorecen el uso del reformado autotérmico son:

- Baja relación H_2/CO del gas de síntesis.
- Disponibilidad y bajo costo de oxígeno.
- Alta presión de entrega del gas de síntesis.
- Utilidad para grandes cantidades de exceso de vapor.

9.1.5. OXIDACIÓN PARCIAL

Oxidación parcial (regasificación) es la reacción sin catalizador de hidrocarburos líquidos o carbón con vapor y oxígeno a altas temperaturas y presión para producir hidrógeno y óxidos de carbón. Hay dos procesos comerciales donde se utiliza la oxidación parcial de líquidos de hidrocarburo como materia prima: proceso de generación de gas de síntesis de Texaco (TSGGP, por sus siglas en inglés Texaco síntesis gas generation process) y el proceso de gasificación Shell. Los procesos Lurgi y Koppers-Totzek son utilizados para la gasificación de carbón pero no han sido extensamente aplicados para oxidación parcial de materia prima líquida. El proceso de Texaco fue el primero en ser comercializado en 1954 y el proceso Shell ha sido comercializado desde 1956.

La principal ventaja del proceso de oxidación parcial es que permite operar prácticamente con cualquier hidrocarburo como materia prima desde gas natural hasta residuos de petróleo o coque; asimismo, otra ventaja es que las emisiones gaseosas de NO_x o SO_x son mínimas. No obstante el proceso puede ser costoso, toda vez que para procesar hidrocarburos pesados, el costo de capital es elevado debido a la necesidad de realizar un post-tratamiento al gas de síntesis crudo a efectos de remover carbón y gases ácidos. Los costos de operación son también elevados debido al costo de generar altas presiones, para obtener oxígeno puro; sin embargo, más de cien unidades están funcionando alrededor del mundo bajo este proceso. La economía para procesar hidrocarburos pesados como materia prima es favorable donde el gas natural, en relación con la nafta, tenga problemas de disponibilidad o sean demasiados caros.

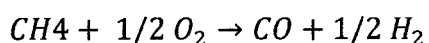
Numerosas materias primas pueden ser oxidadas parcialmente para producir gas de síntesis y cada una tiene un específico ratio H_2/CO dependiendo del ratio C/H_2 de la alimentación. En la tabla 9.5 se muestran las composiciones típicas del gas de síntesis de acuerdo al hidrocarburo utilizado como materia prima.

Tipo de alimentación	Gas natural	64° API Nafta	9.6° API fuel oil	0° API Asfalto
Composición (% peso)				
Carbono	73,40	83,80	87,20	84,60
Hidrógeno	22,76	16,2	9,90	8,91
Nitrógeno	3,08	-	0,70	0,68
Azufre	-	-	1,40	4,90
Oxígeno	0,76	-	0,80	0,78
Ceniza	-	-	-	0,13
Ratio C/H_2 (peso/peso)	3,22	5,17	8,82	9,50
Composición gas (%mol)				
CO	35,0	45,3	48,5	49,3
H_2	61,1	51,2	45,9	42,1
CO_2	2,6	2,7	4,6	6,5
CH_4	0,3	0,7	0,2	0,4
$N_2 + Ar$	1,0	0,1	0,7	0,4
H_2S	-	-	0,1	1,2
OCS (sulfuro de carbonilo)	-	-	-	0,1
Ratio H_2/CO (mol/mol)	1,75	1,13	0,95	0,84

Tabla 9.5 Composición del gas de síntesis por oxidación parcial para varios tipos de alimentación [31].

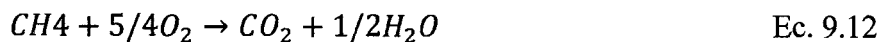
9.1.5.1. QUÍMICA DE LA OXIDACIÓN PARCIAL

Las reacciones que se producen en la oxidación parcial de hidrocarburos de alto peso molecular son extremadamente complejas, sin embargo, el craqueo térmico a alta temperatura en el reactor eventualmente produce fragmentos de hidrocarburo de bajo peso molecular, estos fragmentos reaccionan con el oxígeno puro de acuerdo a la siguiente reacción:



Ec. 9.11

En adición, muchos de estos fragmentos de hidrocarburos son completamente oxidados a dióxido de carbono y agua de acuerdo con la siguiente reacción:



La reacción reversible de conversión “shift” se lleva a cabo al mismo tiempo; sin embargo, el oxígeno se encuentra en menor cantidad estequiométrica para evitar la oxidación completa del dióxido de carbono. Normalmente, el dióxido de carbono contenido en los efluentes del reactor es aproximado 2% vol.



La oxidación completa del dióxido de carbono a agua y la reacción de conversión “shift” son ambas altamente exotérmicas, y para alimentaciones de hidrocarburos pesados, un moderador de temperatura tal como vapor o dióxido de carbono debe ser usado para controlar la temperatura y ajustar el ratio de H₂/CO del gas de síntesis a producir. Un moderador no es necesario cuando se utiliza gas natural como materia prima.

La temperatura del reactor está en un rango de 1 250 a 1 500 °C y la presión entre 2,5 a 8 MPa.

Los efluentes del reactor contienen hidrógeno, monóxido de carbono, algo de dióxido de carbono, vapor y pequeñas cantidades de argón y nitrógeno los cuales ingresaron con la alimentación de oxígeno, si la alimentación de hidrocarburos contiene azufre, sulfuro de hidrógeno y sulfuro de carbonilo (COS) también aparecerán en el gas de síntesis crudo. El reactor opera a elevada temperatura en una atmósfera altamente reductora; sin embargo, no se producen NO_x ni SO_x.

9.1.5.2. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El reactor de oxidación parcial es un recipiente revestido con refractario a presión el cual contiene un quemador especialmente diseñado en la parte superior.

La materia prima, oxígeno y vapor entran al reactor a través del quemador y fluyen hacia abajo a través del reactor. El gas de síntesis crudo producido sale cerca del fondo, después de dejar al reactor, el gas de síntesis crudo es enfriado rápidamente.

En el proceso Texaco, si el producto deseado es hidrógeno, el gas de síntesis crudo es enfriado directamente con agua utilizando un quench. De esta manera, el vapor necesario para la reacción de conversión “shift” es producida in situ. En la figura 9.7. se muestra un diagrama simplificado del proceso Texaco.

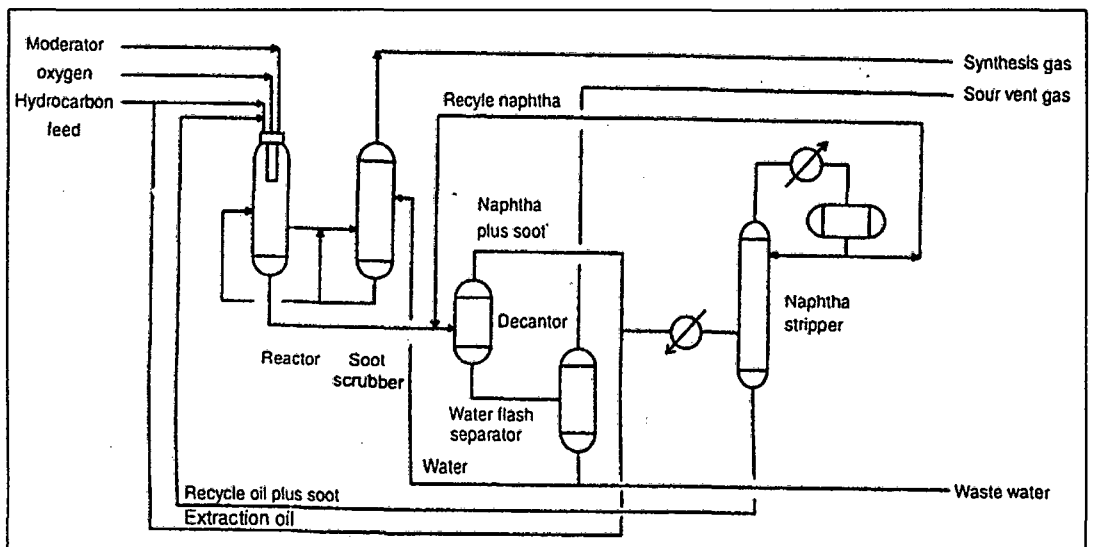


Figura 9.7 Diagrama de flujo Proceso Texaco [31].

El gas de síntesis crudo que sale a alta temperatura del reactor es inyectado dentro de un baño de agua para ser enfriado. El gas es enfriado por vaporización del agua de enfriamiento.

El gas de síntesis es mezclado con agua para remover el carbón. La suspensión agua-carbón del fondo es luego reciclado al reactor.

Cuando el producto requerido es gas de síntesis, Texaco utiliza un intercambiador de calor especial en lugar del quencher para enfriar el gas de síntesis crudo. En la figura 9.8 se muestra el proceso Shell.

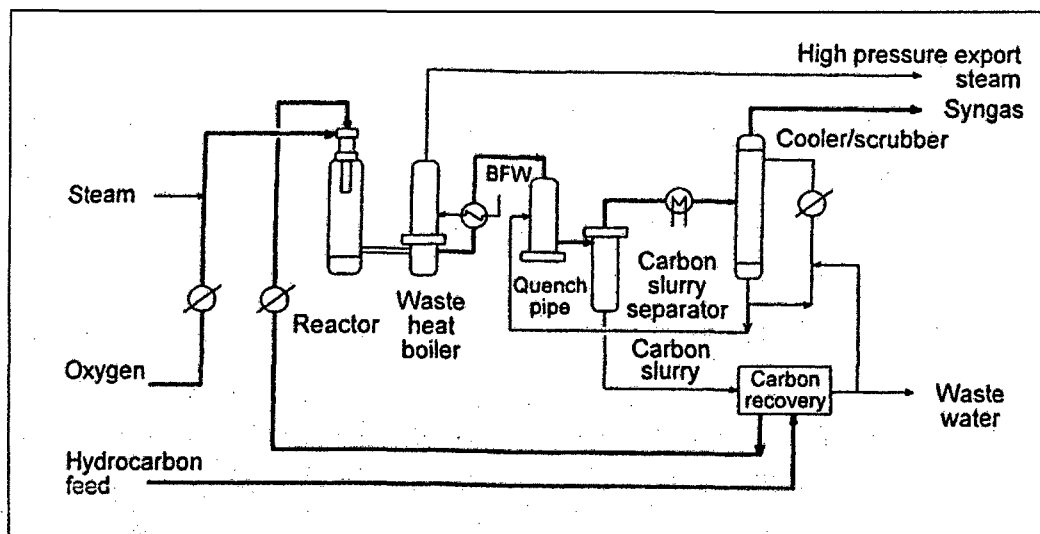


Figura 9.8 Diagrama de flujo Proceso Shell [31].

9.1.6. SELECCIÓN DE LA TECNOLOGÍA

Existen tres tecnologías para la producción de gas de síntesis: reformado con vapor, reformado autotérmico y por oxidación parcial, cada una de ellas con distintas características dependiendo de la región, materia prima y consumo energético, a continuación se presenta una tabla comparativa, mencionando sus ventajas y desventajas, con la finalidad de seleccionar el método que más se adecue a nuestro caso de estudio.

	Reformado con Vapor	Reformado Autotérmico	Oxidación Parcial
Condiciones de Operación			
Presión (MPa)	0.8 – 2.5	2 – 7	2.5 – 8
Temperatura (°C)	800 – 1000	850 – 1100	1250 – 1500
Vapor / Metano	3.5 - 5	0.5 – 3.5	
Catalizadores	Base Ni	Base Cr y Ni	
H ₂ / CO ₂	2 – 6	0.6 – 3.5	0.84 – 1.75
Costos de operación	moderado	moderado	Alto
Ventajas	Utilización a nivel mundial	Alta eficiencia térmica	Mínima contaminación
Desventajas	Baja eficiencia térmica	Costo del oxígeno	Altos costos operativos

Tabla 9.6 Características de los métodos de obtención de Gas de Síntesis.

De acuerdo a la tabla 9.6 notamos que la relación de H_2/CO_2 para el caso del proceso por oxidación parcial es menor a 2, quedando este valor se encuentra fuera del rango de operación para la producción de metanol, el cual debe encontrarse entre 2 – 3, por estequiometria según las ecuaciones 9.14 y 9.15, por lo general este proceso es utilizado para la producción de gas de síntesis a partir de hidrocarburos líquidos hasta coque, por tal motivo este método queda descartado para este proyecto.

El reformado autotérmico a pesar de contar con una eficiencia térmica alta, presenta dos desventajas, el requerimiento de oxígeno para la reacciones de oxidación y la alta presión a la cual es llevado el proceso, los cuales incrementan los costos de operación, en el caso del reformado con vapor es un proceso utilizado ampliamente a nivel mundial a pesar de poseer una menor eficiencia térmica sus costos de operación son relativamente bajos comparado con los otros procesos.

Teniendo en cuenta las ventajas y desventajas de cada proceso, se determinó que el reformado con vapor es la tecnología que más se adecua a las condiciones operativas de este proyecto.

9.2. PRODUCCIÓN DE METANOL A PARTIR DE GAS DE SÍNTESIS

9.2.1. QUÍMICA DE LA SÍNTESIS DE METANOL

El metanol puro fue aislado por vez primera por el químico Robert Boyle en 1661, quien lo llamo el espíritu piroxilico. En 1834 los químicos franceses Jean-Baptiste Dumas y Eugene Peligot determinaron su composición elemental. Los procesos para la manufactura del metanol han evolucionado desde ese entonces, durante el siglo XIX y comienzos del XX, la principal fuente para obtener metanol provenía de la destilación en seco de la madera, por lo cual aún suele llamarse alcohol de madera.

El metanol es muy usado a nivel mundial en la industria química, petroquímica, farmacéutica y de polímeros como materia prima para reacciones de síntesis, así como solvente.

La síntesis catalítica del metanol ha estado comercialmente disponible desde 1923, cuando la primera planta comercial para la síntesis de metanol a partir de gas natural fue construida por BASF. La tecnología para la fabricación del metanol ha estado mejorando constantemente y sufriendo modificaciones, entre los cuales tenemos el cambio más significativo indudablemente la transición de síntesis de alta presión a la síntesis de baja presión. Ambas tecnologías adoptaron catalizadores heterogéneos para la conversión del metanol a partir de gas síntesis habitualmente originada de gas natural o de carbón. La calidad y composición del gas de síntesis difiere muy ampliamente, pues depende del proceso de conversión así como el tipo y calidad de materia prima. Por lo tanto, la variedad de diseños en los procesos comerciales reflejan y abarcan estas diferencias. En consecuencia, la química de la conversión del gas de síntesis está plenamente relacionada con la síntesis del metanol y además de la conversión del metanol a otras sustancias petroquímicas, incluyendo combustibles alternativos.

9.2.2. CONVERSIÓN DE GAS DE SÍNTESIS A METANOL

La obtención de metanol a partir de gas de síntesis es normalmente producida vía reformado catalítico con vapor del gas natural, gasificación u oxidación parcial del carbón, gasificación de biomásas, etc. La síntesis del metanol a partir de gas natural es normalmente conducida bajo un sistema de catalizadores heterogéneo, el más utilizado es el coprecipitado de Cu/ZnO/Al₂O₃ (forma reducida de CuO/ZnO/Al₂O₃). En dicha formulación catalítica, la alúmina (Al₂O₃) es un soporte que puede ser reemplazado por otro similar como el ThO₂. La principal reacción estequiométrica involucra la siguiente conversión química:



Hay muchos factores entre la mayoría de las tecnologías de síntesis de metanol a baja presión:

La presencia de dióxido de carbono en la mezcla de gas de síntesis de alimentación es esencial. Diferentes diseños de procesos pueden fijar esta concentración; sin embargo, hay un umbral mínimo de esta concentración para que el proceso sea funcional, dado que el CO_2 ausente o deficiente en el sistema, promueve la desactivación del catalizador.

La presencia del monóxido de carbono en el gas de síntesis de alimentación es también muy importante, pues la falta de CO en el gas de síntesis resulta en una baja productividad de metanol.

A continuación se muestra los procesos más utilizados en la industria mundial para la síntesis de metanol:

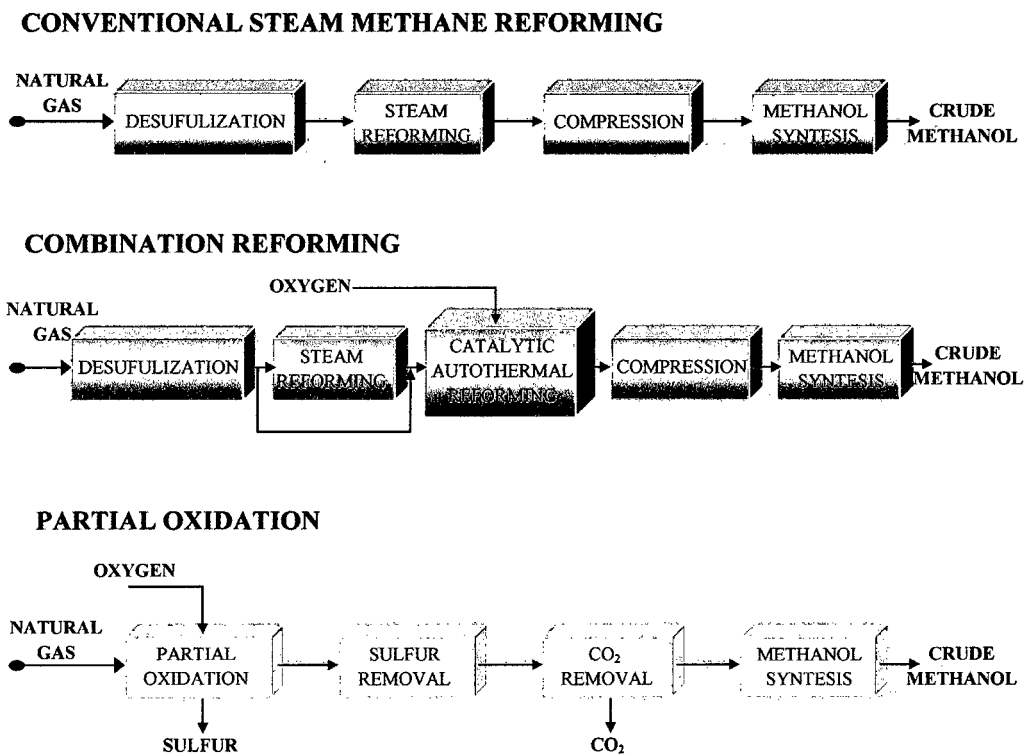


Figura 9.9 Procesos para la Síntesis de Metanol [43].

9.2.3. TECNOLOGÍAS PARA LA SÍNTESIS DE METANOL

En 1913, BASF sintetizó metanol a partir de la reacción del monóxido de carbono e hidrógeno sobre un catalizador de cromito de zinc ($\text{ZnO}/\text{Cr}_2\text{O}_3$) a altas temperaturas y presiones elevadas ($320\text{ }^\circ\text{C}$ a $450\text{ }^\circ\text{C}$; 25 a 35 MPa), en ese punto la

industria cambió de manera abrupta del uso de tecnologías basadas en madera a aquellas basadas en gas de síntesis (mezcla de CO, CO₂ y H₂), con lo cual se redujeron en forma significativa los costos de producción y los volúmenes de producción aumentaron en gran medida, predomina la tecnología de síntesis de metanol a alta presión, la cual fue adoptada por las industrias durante los siguientes 50 años.

A principios de 1920 Alemania y EEUU, comienzan a producir metanol a partir de gas de síntesis a un precio ligeramente inferior; sin embargo, durante algunas décadas, el precio del metanol natural pudo mantenerse en condiciones de competitividad con el metanol sintético debido a la instalación de plantas de destilación más grandes y eficientes. El gas de síntesis se obtenía, a principios de siglo, exclusivamente de carbón; con los descubrimientos de los yacimientos de petróleo y gas natural, el carbón comenzó a ser reemplazado primero por hidrocarburos líquidos y posteriormente por el gas natural.

En 1963, ICI desarrollo una nueva tecnología para la síntesis del metanol denominada síntesis de metanol a baja presión, la cual se convirtió en el sucesor de la tecnología de síntesis de alta presión. Este proceso opera a una temperatura entre 225 a 275 °C y presiones de 5 a 10 MPa, utilizando catalizadores de Cu/ZnO/Al₂O₃, actualmente el propietario de esta tecnología es Johnson Matthey, que es un licenciante líder de tecnología de metanol.

Se han desarrollado diferentes versiones de esta tecnología de síntesis de metanol a baja presión y se encuentran operando con gran éxito; sin embargo, la mayoría de estos son muy similares con relación al uso de catalizadores, química de la síntesis, etc.

Algunos de los nuevos procesos para la síntesis de metanol adoptan gas de síntesis rico en CO en lugar de gas de síntesis rico en H₂. El gas de síntesis rico en CO es generalmente generado de materia prima que contiene un bajo ratio de H/C, tales como el carbón, dependiendo de la región geológica, esta opción puede resultar económicamente mejor. Este tipo de gas es normalmente llamado gas desbalanceado (unbalanced gas) es decir el ratio de H₂/CO es mucho menor a 2:1.

El diseño del proceso varía de acuerdo a la disponibilidad de materia prima, eficiencia energética y costos locales de energía, además de las restricciones relacionadas con la inversión de capital.

A continuación se presentan la descripción de las tecnologías de los diferentes procesos para la síntesis de metanol:

9.2.3.1. PROCESO CONVENCIONAL ICI

Admite alimentaciones de hidrocarburos gaseosos, líquidos o sólidos, el gas de síntesis puede obtenerse por reformado con vapor o por oxidación parcial. En el proceso de reformado con vapor, la alimentación es desulfurizada por procesos catalíticos o de absorción, luego es mezclado con vapor y se lleva a un reformador catalítico. El gas de síntesis obtenido sale del reformador a 800 – 880°C y pasa a la sección de recuperación del calor, después de enfriarse hasta temperatura ambiente el gas se introduce en un el ciclo de síntesis de metanol: circulador, convertidor, cambiador de calor, enfriador y separador. El producto obtenido se destila en dos o tres columnas para alcanzar la calidad deseada.

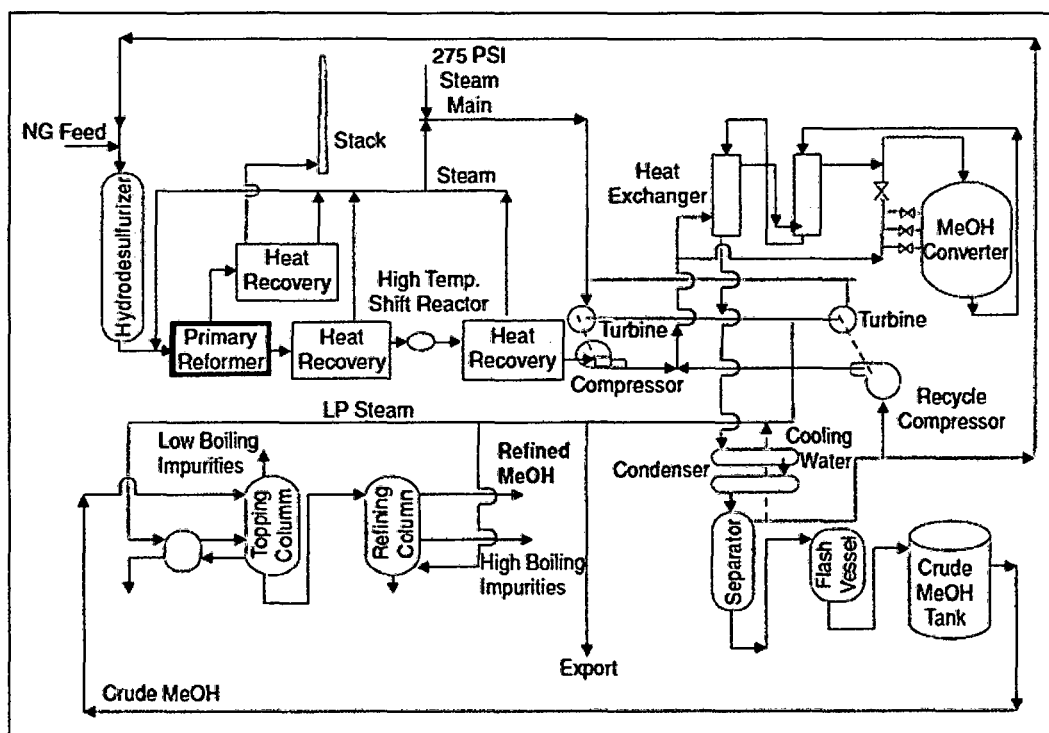


Figura 9.10 Diagrama de flujo proceso ICI para la síntesis de metanol a baja presión [53].

Las principales características del proceso son: un catalizador basado en cobre altamente estable con un tiempo de vida superior a 4 años, que opera entre 5 - 10 MPa y 200 – 300 °C, un diseño sencillo del convertidor y un sistema de recuperación de calor de destilación optimizados. El convertidor es un recipiente a presión que contiene al lecho catalizador, dotado con sistemas para la carga del catalizador -por la parte superior- y para su descarga -por la parte inferior-. La reacción ocurre en diferentes niveles (por lo general 4) por inyección de gas de síntesis frío y el último enfriamiento es reemplazado por un intercambiador de calor que precalienta la alimentación al primer lecho. El sistema de recuperación de calor, que incluye al reformador y al ciclo de síntesis, junto con el sistema de energía, está optimizado para obtener el máximo uso del calor en todos los niveles de temperatura, consiguiendo así la máxima economía del proceso.

Existen alrededor de 30 plantas en operación cuyas capacidades varían entre 5 000 y 2 500 ton/día.

9.2.3.2. PROCESO LURGI

Este proceso se utiliza para producir metanol a partir de gas natural o gas asociado con capacidades de hasta 10 000 TPD. Este proceso puede ser utilizado para incrementar la cantidad de plantas de metanol que producen gas de síntesis a partir del reformado con vapor. El reformado con vapor de gas natural se logra en dos etapas, pre-reformado y reformado auto térmico (autothermal reformer, ATR).

El gas reformado es mezclado con hidrógeno proveniente de la adsorción por cambio de presión (pressure swing adsorption, PSA) para incrementar el ratio de H_2/CO . El gas de síntesis producido es presurizado y mezclado con gas de reciclo. La reacción toma lugar en condiciones casi isotérmicas en el reactor Lurgi, el reactor es vertical y del tipo tubular, en cuyo interior se encuentra el catalizador y por la carcasa pasa agua caliente. Los efluentes gaseosos del reactor se enfrían a 40°C para separar el metanol y el agua del gas de síntesis sin reaccionar. El metanol y el agua se separan en unidades de destilación, mientras que la mayor parte del gas se recicla de nuevo al reactor de síntesis de metanol

para mejorar la conversión global. El grado de conversión es típicamente bajo, por lo tanto, la recirculación del gas es imprescindible. Se han realizado mejoras, especialmente en el rendimiento del convertidor Lurgi combinado (Lurgi combined converter, LCC), para reducir el ratio de recirculación a 2. El agua del proceso se precalienta y es usado como agua de reposición para el saturador, minimizando así el uso de agua de proceso y su posterior tratamiento.

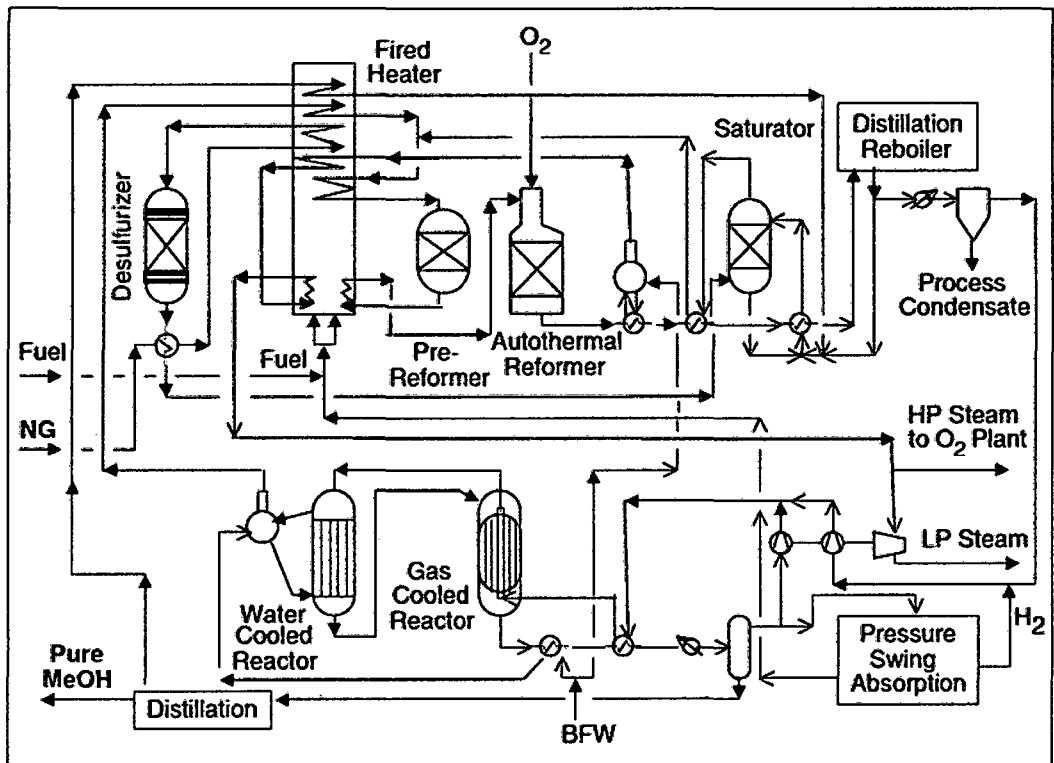


Figura 9.11 Diagrama de flujo proceso Lurgi para la síntesis de metanol [53].

El gas reformado proveniente del segundo reformador contiene una considerable cantidad de energía térmica que se recupera como vapor de alta presión el cual es usado en el pre-calentador y el reboiler. El consumo de energía para el proceso que incluye servicios y la planta de oxígeno es de alrededor de 29,7 – 30,1 GJ/tonelada de metanol.

9.2.3.3. PROCESO HALDOR TOPSOE

Este proceso está diseñado para producir metanol a partir de gas natural o gas asociado, utilizando dos reformadores, primario y secundario para generar el

gas de síntesis de alimentación para la obtención de metanol. Se puede afirmar que la inversión total para este proceso es menor que con el esquema de flujo convencional basado en el reformado de gas natural con vapor de agua en aproximadamente un 10%, considerando incluso una planta de oxígeno.

Como se muestra en la figura 9.12, el reformador consta de un reformador primario, en el que reacciona una mezcla precalentada de gas natural y vapor de agua, seguido por el reformador secundario, el cual convierte la salida del gas proveniente del reformador primario con ayuda de oxígeno, este último es alimentado al reactor proveniente de una planta fraccionamiento de aire. La cantidad de oxígeno requerido; así como, el balance del proceso entre los reformadores primario y secundario necesita ser ajustado apropiadamente para que el balance del gas de síntesis se obtenga con un bajo contenido de inertes, incluso con un ratio de H_2/CO de 2:1.

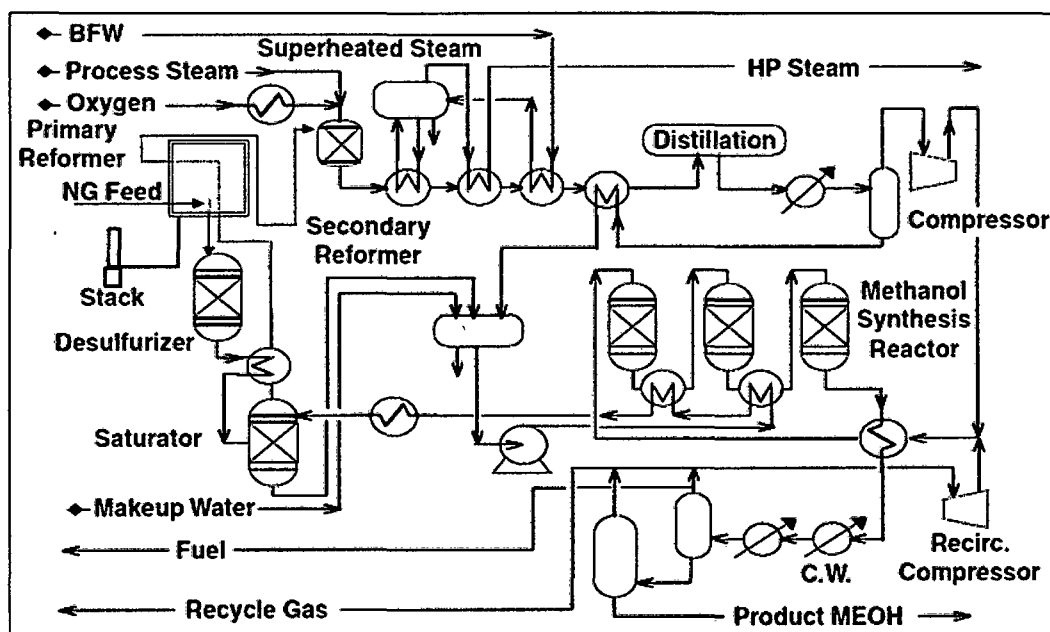


Figura 9.12 Diagrama de flujo proceso Haldor Topsoe para la síntesis de metanol a baja Presión [53].

Como paso en la integración energética, el calor contenido en los gases de combustión se recupera precalentando la alimentación del reformador. Similarmente, el calor contenido en el gas de proceso es utilizado para producir vapor sobrecalentado a alta presión, el mismo que se utiliza en el

precalentamiento del agua de alimentación del hervidor de la columna de destilación. La sección de síntesis está compuesta por tres reactores adiabáticos con intercambiadores de calor entre reactores, en consecuencia el calor de la reacción exotérmica es recuperado y usado para calentar el agua del saturador. Otra optimización energética se logra calentando la alimentación del primer reactor con los efluentes del último reactor. El consumo total de energía para el proceso es alrededor de 29,3 GJ/tonelada de metanol, incluyendo la producción de oxígeno. Este proceso se aplica en plantas de metanol pequeñas y grandes de hasta 10 000 toneladas por día.

9.2.3.4. PROCESO KVAERNER

Este proceso fue desarrollado por Kvaerner Process Technology/Synetix, está basado en la síntesis del metanol a baja presión y el reformado con vapor en dos etapas similar al proceso de Haldor-Topsoe. La figura 9.13 muestra un diagrama de flujo del proceso de síntesis de metanol Kvaerner, la alimentación puede ser gas natural o asociado.

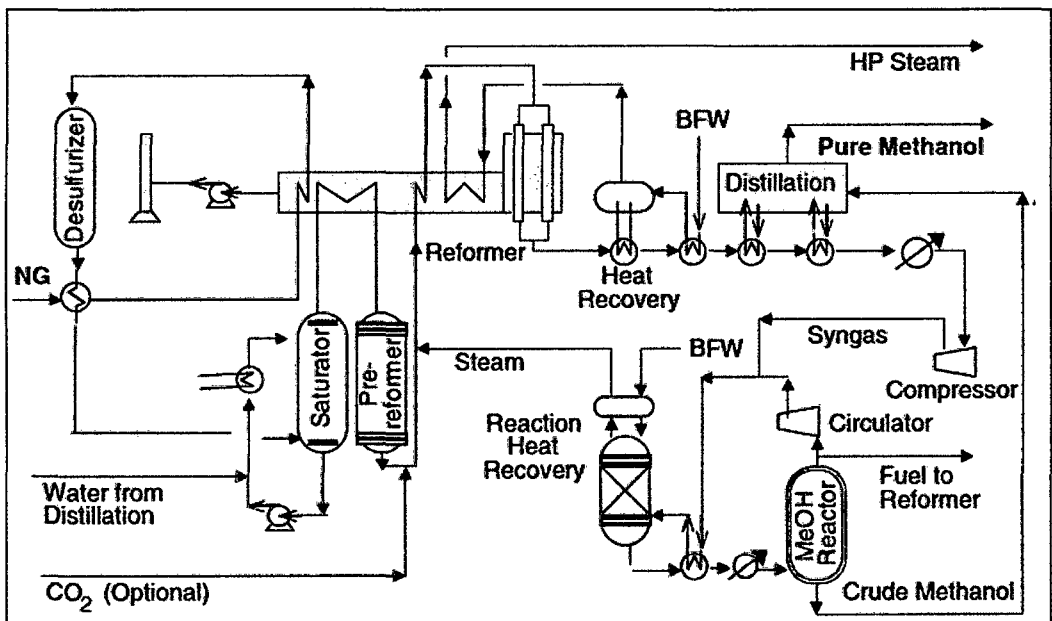


Figura 9.13 Diagrama de flujo proceso Kvaerner para la síntesis de metanol a baja Presión [53].

En este proceso, el dióxido de carbono puede ser usado como materia prima suplementaria para ajustar el ratio estequiométrico del gas de síntesis. Las

plantas recientes que utilizan este proceso tienen una eficiencia energética de 30,1 a 32,5 GJ/tonelada de metanol. Este proceso es el más apropiado para regiones con una alta disponibilidad de gas a bajo costo como el gas natural rico en CO_2 . Existe un número de plantas comerciales en operación basadas en este proceso en un rango de 2 000 a 3 000 toneladas por día.

9.2.3.5. TECNOLOGÍA KRUPP UHDE

El proceso fue desarrollado por Krupp Uhde GmbH, está basado en la síntesis química del metanol a presiones bajas así como también el reformado con vapor para la generación de gas de síntesis. Una característica de este proceso es su flexibilidad para procesar materia prima, que incluyen gas natural, gas licuado de petróleo o naftas pesadas.

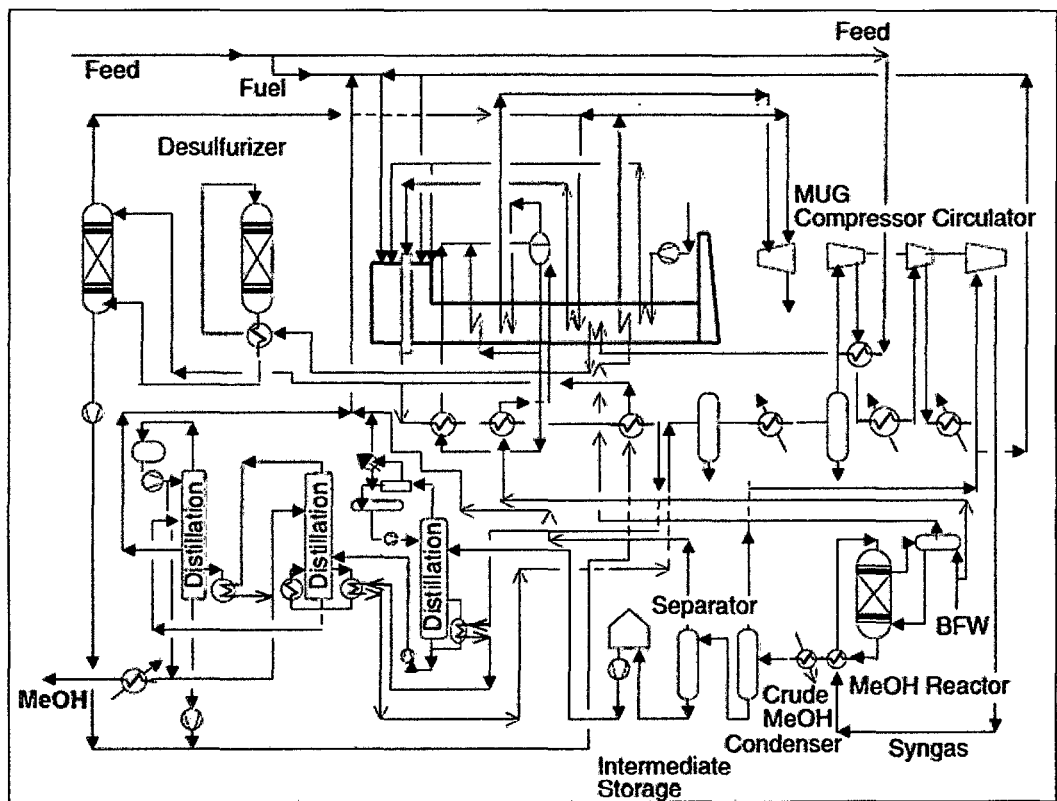


Figura 9.14 Diagrama de flujo proceso Krupp Uhde para la síntesis de metanol [53].

El reformador es diseñado únicamente por Krupp Uhde, la reacción de reformado toma lugar bajo un sistema heterogéneo de catalizadores de níquel. Los

efluentes gaseosos del reformador contienen H_2 , CO , CO_2 y CH_4 , posteriormente son enfriados de $880^\circ C$ a la temperatura ambiente, la mayoría del calor producido es recuperado para la generación de vapor, precalentamiento del agua de alimentación del hervidor (boiler feed water, BFW), precalentamiento del agua desmineralizada y calentamiento del metanol crudo para la etapa de destilación.

El consumo energético oscila en el rango de 29,3 a 33,3 GJ / tonelada de metanol; hasta el año 2 005 se han construido 11 plantas usando esta tecnología.

9.2.3.6. PROCESOS SYNETIX LPM

Esta es una versión mejorado del proceso original de ICI a baja presión para la síntesis de metanol. Este proceso está diseñado para producir metanol refinado de alta pureza a partir de gas natural, pero puede utilizar como materia prima una variedad de hidrocarburos, incluyendo naftas, carbón y efluentes gaseosos provenientes de procesos petroquímicos. Este proceso es ideal para grandes capacidades donde el proceso convencional no es adecuado. En la figura 9.15 se muestra un diagrama de flujo del proceso.

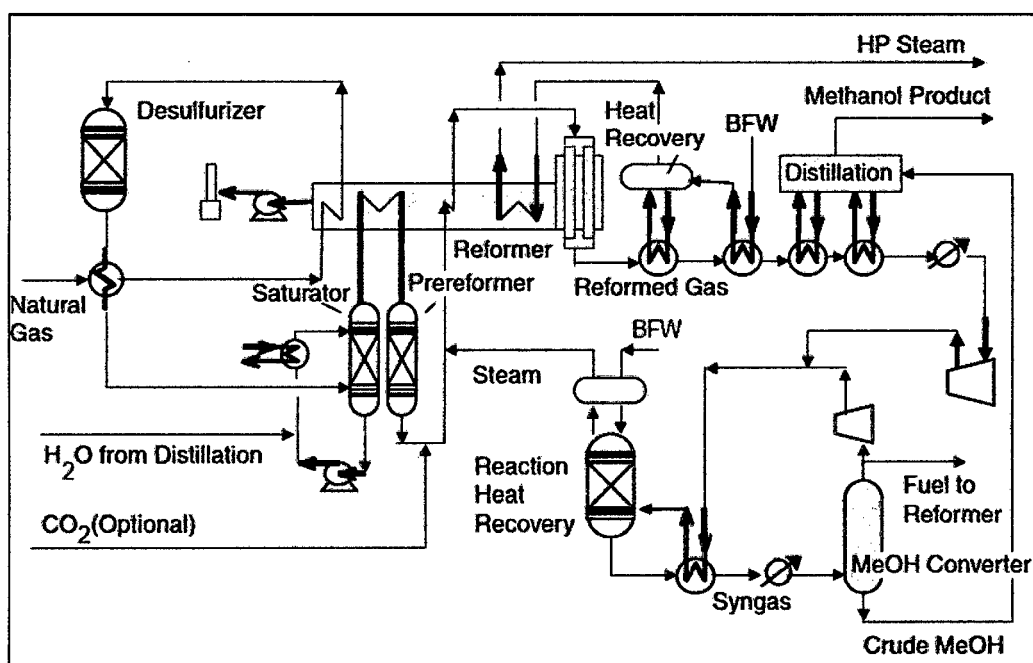


Figura 9.15 Diagrama de flujo proceso Syntex LPM para la síntesis de metanol a bajas presiones [53].

El catalizador del reformador es de níquel; por lo tanto, el gas de alimentación debe ser desulfurizado antes de ingresar al reformador, debido a que el catalizador es muy sensible a envenenamiento con azufre. El gas de síntesis sale del reformador a una temperatura de 880 °C y a una presión por encima de 2 MPa, similar al proceso Lurgi.

La síntesis de metanol involucra un reactor, intercambiadores de calor y un separador de metanol, para la síntesis catalítica del metanol se utiliza catalizadores de cobre y las condiciones típicas de operación van de 200 a 290 °C y de 5 a 10 MPa, el gas de síntesis sin reaccionar es recirculado. El metanol crudo contiene agua y pequeñas cantidades de subproductos no deseados, los cuales son separados en un sistema de destilación de dos columnas, la primera columna remueve todos los productos ligeros como gases disueltos, hidrocarburos ligeros, ésteres de bajo peso molecular y acetona, la segunda columna refina el metanol a un grado específico.

El consumo total de energía para la planta es aproximadamente de 32,5 GJ/tonelada de metanol producido.

9.2.3.7. PROCESO LIQUID-PHASE METHANOL

Este proceso fue desarrollado por Chem System inc. en 1975. Luego fue patrocinado por el departamento de energía y el instituto de investigación de energía eléctrica de los Estados Unidos. Comercializado por Air Products and Chemicals Inc. y Eastman Chemical Co. en 1990, el proceso se basa en la síntesis del metanol a bajas presiones. La reacción química se lleva a cabo en un reactor tipo slurry (catalizador en suspensión en un líquido) utilizando catalizadores del tipo $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ a 230 – 260 °C y 5 – 10 MPa. El reactor comercial usa un fluido en el cual catalizador se encuentra suspendido en finas partículas de polvo, dicho fluido es aceite inerte, normalmente es aceite mineral blanco como Witco-70 y Freezen-100. La alimentación de gases reactantes es disuelta en el aceite, donde reacciona con la superficie de los catalizadores en suspensión. El metanol crudo que se obtiene contiene agua y pequeñas cantidades de productos no

deseados, los mismos son separados en un sistema de destilación de dos columnas.

Para mejorar las propiedades en la transferencia de masa del proceso, se ha desarrollado el uso de catalizadores en finas partículas. Una característica especial de este proceso es su capacidad para procesar gas de síntesis rico en CO desbalanceado y tener una alta conversión en un solo paso. En la figura 9.16 se muestra el diagrama de flujo del proceso.

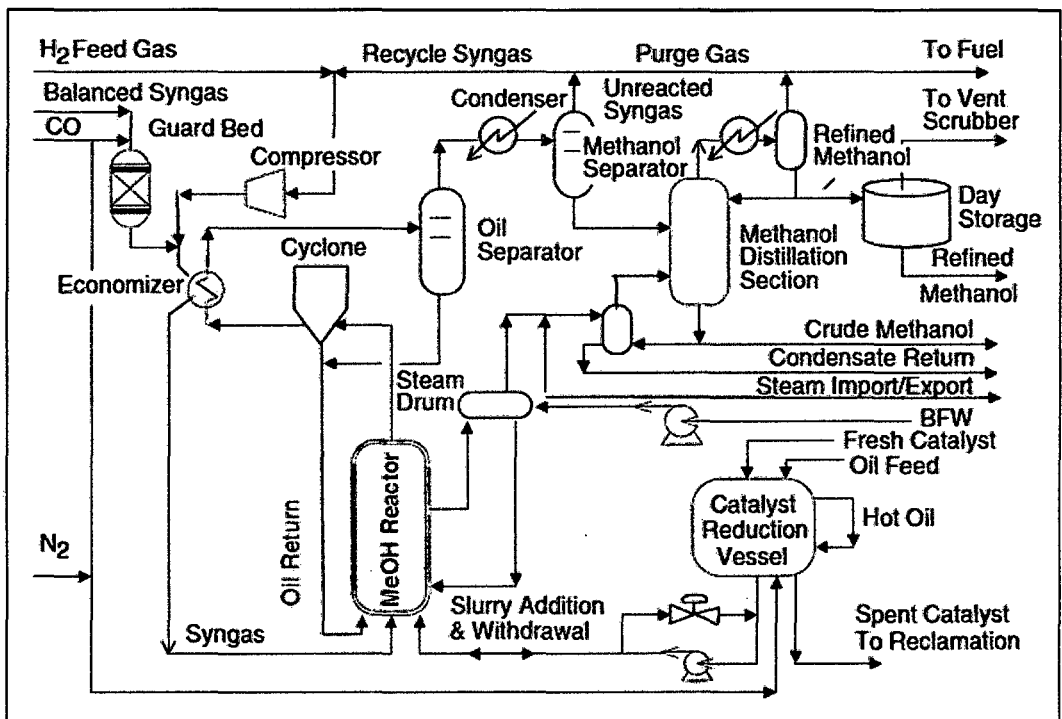


Figura 9.16 Diagrama de flujo proceso Liquid-Phase metanol [53].

9.2.3.8. PROCESO MGC A BAJA PRESIÓN

El proceso fue desarrollado por Mitsubishi Gas Chemical Company (MGC), este se basa en la síntesis de metanol con catalizadores de cobre. El proceso opera entre temperaturas de 200 °C – 280 °C y presiones de 5 a 15 MPa. La temperatura del lecho catalítico se mantiene bajo control utilizando un nuevo convertidor diseñado por la compañía, además parte del calor de reacción es recuperado en una etapa intermedia. El proceso utiliza hidrocarburos como materia prima. La alimentación es desulfurizada y luego alimentada junto con vapor al reformador a 500 °C. El resultado es una corriente de hidrógeno,

monóxido de carbono y dióxido de carbono a 800 – 850 °C. Los gases son comprimidos en un compresora centrífuga y mezclados con una corriente de recirculación antes de ser alimentados al convertidor.

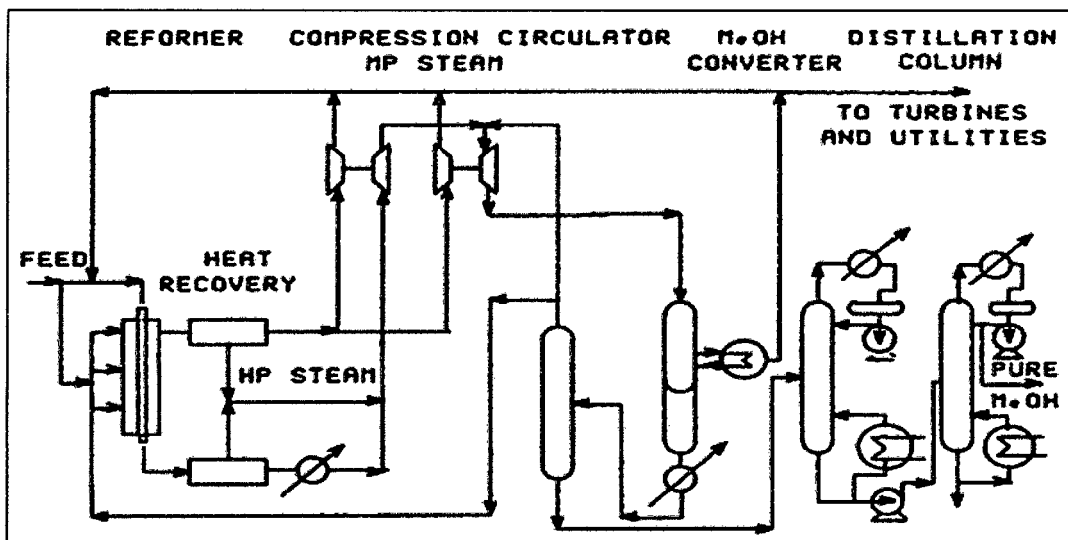


Figura 9.17 Proceso Mitsubishi Gas Chemical para la síntesis de metanol a baja presión [54].

9.2.3.9. PROCESO KELLOGG

M.W.Kellogg desarrolló y comercializó su primer Kellogg Reforming Exchanger System (KRES) en 1994. Usó como materia prima gas natural desulfurizado mezclado con vapor de proceso, precalentado y dividiendo en dos corrientes que pasan en paralelo una al reformador primario y la otra reformador adiabático (o reformador secundario). El aire enriquecido con oxígeno o simplemente aire son alimentados en el reformador adiabático. La segunda alimentación ingresa a través de los tubos del reformador primario, los mismos que contienen el catalizador, el gas reformado que sale de los tubos es mezclado con los efluentes del reformador adiabático. La combinación de gases luego pasa a través de la carcasa del reformador primario y proporciona el calor necesario para la llevar a cabo la reacción catalítica. En la figura 9.18 se muestra un esquema del proceso.

El proceso Kellogg demanda un bajo costo de capital al reducir tamaños de los equipos; además reduce de manera significativa el consumo de energía y las emisiones de NOx y CO por lo menos en un 75%.

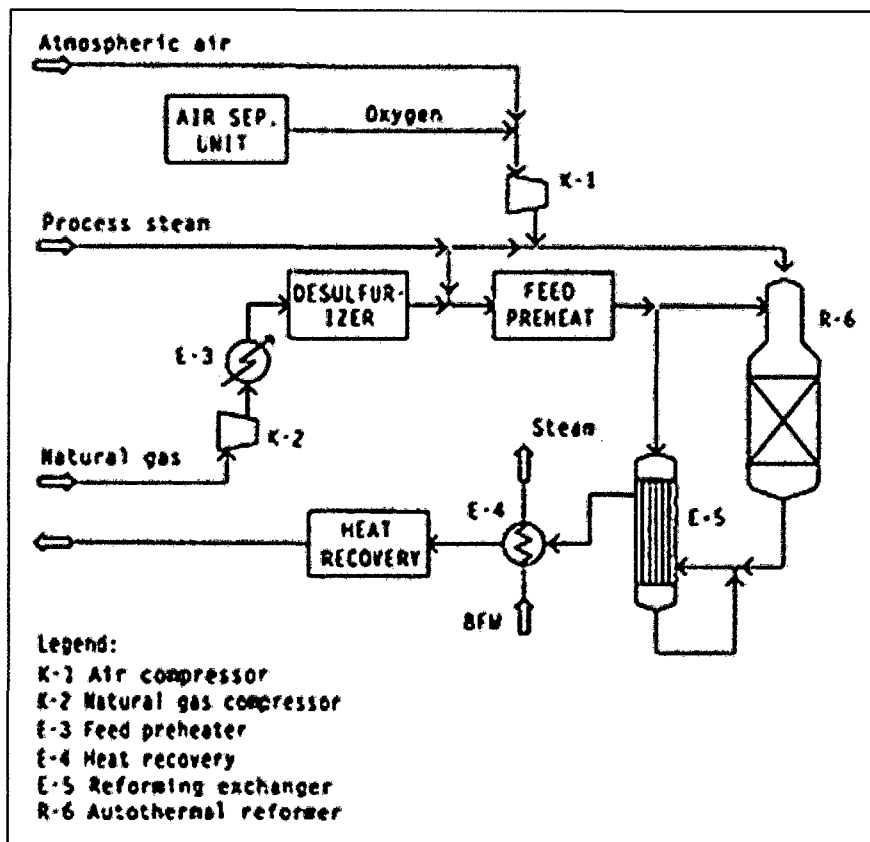


Figura 9.18 Proceso Kellog para la formación de gas de síntesis [49].

9.2.4. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

A partir de las tecnologías descritas se presenta la tabla 9.7 en la cual se mencionan las ventajas y desventajas de cada una de ellas, con la finalidad de seleccionar el método que sea más beneficioso a nuestro caso de estudio.

Proceso	Ventajas	Desventajas
ICI	Extensa Aplicación, fiabilidad	Baja eficiencia térmica
Lurgi	Alta eficiencia térmica	Alto costo de operación
Topsoe	Alta capacidad de producción	Alto costo de operación
Kvaener	Bajo costo de instalación	Baja capacidad de plantas
Krup Uhde	Flexibilidad materia prima (Topsoe)	Diferente materia prima
Synetix LPM	Flexibilidad materia prima (ICI)	Diferente materia prima
Liquid-Phase methanol	Proceso a baja presión	Contaminación del metanol
MGC	Proceso a baja presión	Tecnología reciente
Kellog	Bajo costo de instalación	Tecnología reciente

Tabla 9.7 Ventajas y Desventajas de las tecnologías para la producción de metanol

De acuerdo a la tabla 9.7 las tecnologías que menos se adecuan a nuestro requerimiento y en consecuencia se descartan son: Liquid-phase metanol por la contaminación que sufre el metanol y el alto costo de purificación; Kvaener debido a su baja capacidad de producción y los procesos Krup Uhde y Sinethix LPM, variaciones de los procesos Topsoe e ICI respectivamente, por ser diseñados para producir metanol a partir de hidrocarburos pesados, quedando preseleccionados los procesos ICI, Lurgi, MGC, Kellogg y Topsoe.

La selección de la tecnología que más se ajusta a nuestro proyecto estará en función de las características de los procesos (ver tabla 9.8), su aplicación a nivel mundial (ver figura 9.19) y los nuevos proyectos en donde van a ser aplicados (ver tabla 9.9)

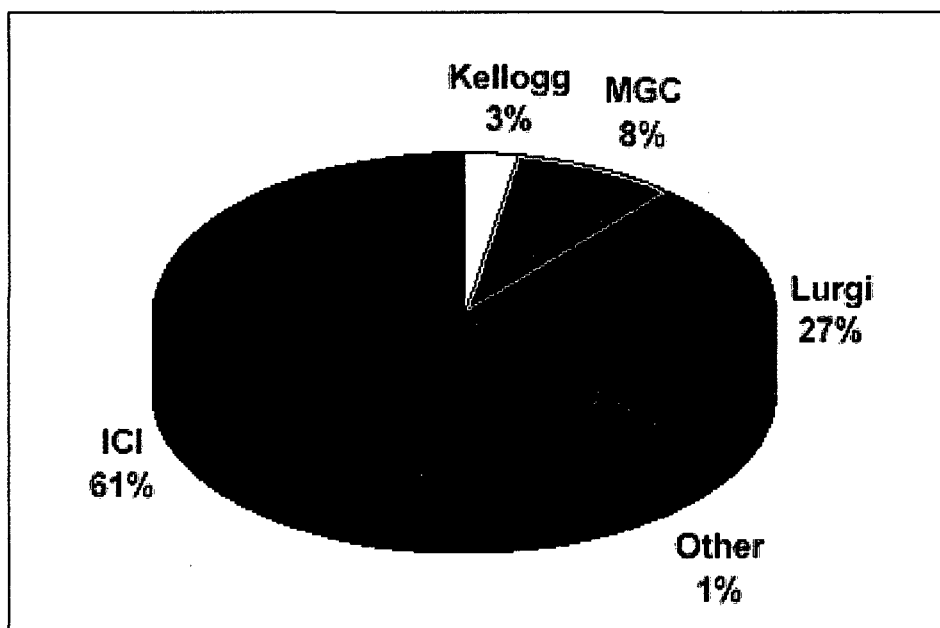


Figura 9.19 Distribución de Licitantes de Tecnología de Metanol [58].

Características	ICI	Lurgi	Kellog, Topsoe	Mitsubishi heavy
Reactor	Quench	Tubular Isotérmico	Adiabático – Radial	Anular gas/Liquid
Uso/experiencia	Extenso	Extenso	Reciente	Reciente
Condiciones de operación				
Presión (MPa)	5 – 10	4 - 10	5 – 15	5 – 8
Caida de Presión (MPa)	0.6 – 1	0.3 – 0.4	Mínimo	2.5
Rango de Temperatura	220 – 280	220	200 – 300	240 – 260
Concentración MeOH %	<7	3 – 8	3.5 – 5	14
Catalizador				
Rendimiento	Bajo	Moderado-alto	Alto	Alto
Actividad	Moderado	Moderado – alto	Alto	
Selectividad (%)	<99	>99		
Tiempo de vida (años)	3	5		
Reactor				
Numero	1	1	3 – 4	1
Tipo de reactor	Platos (3-6)	Tubos y coraza	Radial	Anular
Método de enfriamiento	Cold quench	Agua de enfriamiento	Inter- reactores	Agua y gas
Longitud x diámetro (m)	0.8 (bed) x6	5 x 6	Esférico 3 – 5	20 x 0.085
Ratio reciclo-alimentación	3 – 7	3 -4		
Producción (ton MeOH/d)	2,500 – 5,000	1,500 – 5,000	2,500 – 1,0000	1,000-1,800
Eficiencia térmica (%)	Bajo	Alta	Moderado	Alto
Control temperatura	Inestable	Simple	Simple	Simple
Carga/descarga	Fácil	Difícil	Fácil	Difícil
Costo relativo	Bajo	Alto	Bajo	Moderado
Costo de operación	Bajo	Moderado	Bajo	Bajo
Ventajas	Alta estabilidad	Alta eficiencia térmica, selectividad y estabilidad	Altos ratios de producción,	Alta conc. de MeOH, menos catalizador.
Desventajas	Baja eficiencia térmica	Bajo capacidad de producción	Alto T, P baja selectividad inestabilidad	Complejo, alto costo del reactor

Tabla 9.8 Características de operación de síntesis de metanol a baja presión [5].

Proyecto	M5000	Atlas	Zagros	Ar-Razi V	Sohar Methanol	Labuan Methanol
Capacidad, mt/d	5000	5000	5000	5000	3000	5000
Empresa	Methanol Holdings Trinidad	BP Amoco/Methanex	National Petroleum Corporation	Sabic/Mitsubishi Consortium	MHTL/OMHC / Ferrostaal 50/30/20	Petronas
País	Trinidad	Trinidad	Iran	Arabia Saudita	Oman	Malaysia
Tecnología	ICI	Lurgi	Lurgi	MGC/MHI	ICI	Lurgi
Contratista	Ferrostaal/Promon	Lurgi	Lurgi/Pidec	Mitsubishi Heavy Industries	MAN Ferrostaal	Lurgi
Fecha Entrega	On Stream	On Stream	On Stream	2008	2011	2009

Tabla 9.9 Proyectos Petroquímicos para la producción de Metanol a partir de Gas Natural [43].

El proceso seleccionado para el desarrollo del presente proyecto de tesis es el proceso ICI, por su fiabilidad y uso aplicación extensiva, el 61% de las plantas a nivel mundial utilizan esta tecnología.

El proceso MGC fue descartado por la poca capacidad de sus plantas con un máximo de 1 800 ton/día siendo nuestro requerimiento de 2 500 ton/día.

Los procesos Kellog y Topsoe, se llevan a cabo a altas temperaturas y presiones haciéndolo inestable además de encarecer los costos de producción, no obstante presentar una alta selectividad su aplicación a nivel mundial continúa siendo baja, lo cual hace difícil la obtención de información de este proceso.

El proceso Lurgi junto con el proceso ICI es uno de los mas aplicados en la industria del metanol (27%), a pesar de presentar una alta selectividad y rendimiento, sus costos operativos son relativamente mayores a los del proceso ICI, por el empleo de un reformador autotérmico encareciendo los costos de producción.

9.3. PRODUCCIÓN DE FORMALDEHÍDO A PARTIR DE METANOL

La producción de formaldehído se lleva a cabo únicamente con dos tecnologías, a partir de la deshidrogenación del metanol con catalizadores de plata o por oxidación en presencia catalizadores de óxido de hierro.

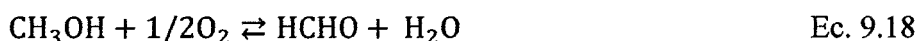
9.3.1. DESHIDROGENACIÓN EN PRESENCIA DE CATALIZADORES DE PLATA

Los catalizadores de plata son preferidos para la deshidrogenación y deshidrogenación oxidativa del metanol. En los procesos BASF, Bayer, Borden, Celanese, Degussa, Du Pont, ICI, Mitsubishi Gas, Mitsui Toatsu y Monsanto el catalizador está dispuesto en el reactor en una capa con pocos centímetros de grosor. En el proceso CdF Chimie, la plata es soportada sobre carburo de silicio (carborundo).

En el paso inicial de la deshidrogenación del metanol:



El hidrógeno puede combustionar exotérmicamente con adición de aire, resultando la siguiente ecuación formal para la deshidrogenación oxidativa:



Se emplea una cantidad de aire menor a la estequiométrica en el proceso industrial, el aire es alimentado para mantener la temperatura de reacción constante (± 5 °C) en un rango de 600 – 720 °C; a temperaturas entre 600 – 650 °C, la conversión del metanol es incompleta, por lo que es necesario la recirculación de metanol. A altas temperaturas de 680 – 720 °C y con adición de agua, ocurre casi la conversión completa del metanol en un solo paso, debido a que el agua tiene otro efecto favorable en la vida del catalizador de plata pues el vapor retrasa la desactivación causada por la sinterización sobre la candente capa delgada de catalizador. El catalizador tiene un tiempo de vida útil de 2 a 4 meses y puede ser regenerado fácilmente electrolíticamente sin pérdida de plata; asimismo, es preciso indicar que este es sensible a trazas de otros metales tanto como a halógenos y sulfuros.

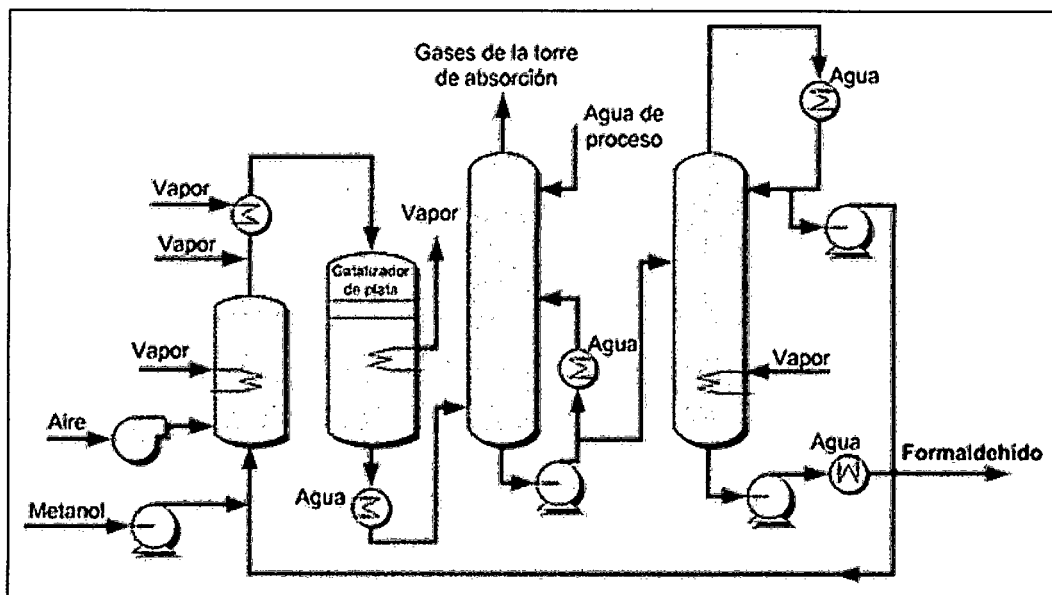


Figura 9.20 Esquema del proceso de obtención de formaldehído por catalizadores de plata

Los gases calientes del reactor son enfriados rápidamente a 150 °C y absorbidos con agua a contracorriente en varias etapas, la solución es estabilizada para evitar la polimerización con una pequeña cantidad de metanol residual (1 a 2 % en peso). Se destila para producir una solución de formaldehído concentrado (37 – 42% en peso), la conversión de este proceso excede el 92% con una selectividad por encima del 98%.

Los subproductos son CO y CO₂, virtualmente no hay presencia de ácido fórmico.

A continuación se presenta una serie de datos, obtenidos mediante pruebas de laboratorio, relacionando la temperatura, relación aire/metanol, composición y tamaño de los catalizadores.

TABLE I

SILICON CARBIDE SUPPORTED CATALYSTS													
Example	Support Meth or Size	Car-rier	Ag			Air/Meth-ane Mole Ratio	Length of Run, Hours	Temp °C.	Conv. %	Efficiencies			
			Wt %	lb Wt %	Bi. Wt %					HCHO %	CO ₂ %	CO %	MePo %
1	3/16"	1	9.1	—	—	1.13	15	561	61.5	86.1	9.8	1.8	2.4
2	3/16"	1	16.1	—	—	1.15	7	548	60.2	83.4	11.0	3.4	2.2
3	14-28	1	9.1	—	—	1.28	38	640	60.1	87.2	9.9	2.7	0.2
4	14-28	1	9.1	—	—	1.15	18	580	67.3	91.5	6.6	0.2	1.1
5	14-28	1	9.1	—	—	1.23	42	596	71.7	91.3	7.1	0.6	1.0
6	14-28	1	13	—	—	1.22	28	566	72.3	91.6	6.8	0.5	1.1
7	14-28	1	13	—	—	1.09	34	553	66.1	92.4	6.2	0	1.4
8	14-28	1	13.0	—	—	1.15	28	577	67.6	90.9	7.24	0	1.37
9	14-28	1	13.0	—	—	1.22	40	595	72.3	90.4	7.65	0.33	1.60
10	4-8	2	4.6	1.35	0.93	1.25	13	625	52.7	46.0	8.1	45.2	0.6
11	4-8	2	16.3	1.63	.41	1.30	15	652	62.5	82.4	8.23	6.59	0.78
12	4-8	2	4.8	—	—	1.20	12	549	66.9	79.5	7.6	11.8	1.0
13	4-8	2	12.7	0.35	—	1.32	19	620	71.6	83.8	7.5	2.9	0.8
14	4-8	2	12.7	0.35	—	1.15	39	557	66.4	93.2	6.8	0.9	2.1
15	14-28	1	12.4	0.61	—	1.27	39	530	74.1	92.9	5.9	0.0	1.1
16	14-28	1	12.4	0.61	—	1.09	62	529	65.8	91.5	5.0	0.0	1.4
17	14-28	1	12.4	0.61	—	1.22	75	543	72.3	92.6	5.9	0.3	1.2
18	14-28	1	12.4	0.61	—	1.27	42	598	71.4	92.4	6.7	0.0	0.9
19	14-28	2	12.4	0.61	—	1.17	17	580	66.3	92.2	6.3	0.0	1.5
20	14-28	2	12.4	0.61	—	1.26	33	601	72.2	92.0	6.9	0.0	1.1
21	14-28	3	12.4	0.61	—	1.19	18	610	65.7	92.7	6.0	0.0	1.3
22	14-28	3	12.4	0.61	—	1.28	30	623	72.2	92.4	6.6	0.0	1.0
23	14-28	1	15.11	1.45	—	1.24	23	659	64.4	92.5	6.9	0.0	0.6
24	14-28	1	15.17	1.45	—	1.33	38	616	72.5	91.5	7.4	0.0	0.9
25	14-28	1	13.7	0.30	—	1.24	19	574	72.2	93.3	3.7	0.0	1.0
26	14-28	1	12.7	0.30	—	1.32	25	558	67.5	93.5	3.1	0.0	1.4
27	14-28	1	12.7	0.30	—	1.19	47	562	71.3	93.0	5.6	0.0	1.4
28	28-35	1	12.9	0.16	—	1.10	18	566	66.3	93.5	3.1	0.0	1.4
29	28-35	1	12.9	0.16	—	1.21	27	591	72.4	93.1	5.8	0.0	1.1
30(b)	14-28	1	12.4	.61	—	1.26	43	604	72.4	92.0	6.24	0	1.74
31(b)	14-28	1	12.4	.61	—	1.34	50	608	75.7	91.8	6.61	0	1.56
32	14-28	1	12.4	.61	—	1.16	12	561	59.4	94.4	4.86	0	0.73
33	14-28	1	12.4	.61	—	1.22	32	608	65.2	94.1	3.15	0	0.76
34	14-28	1	12.4	.61	—	1.26	49	601	71.7	93.5	3.56	0	0.91
35	14-28	1	12.4	.61	—	1.22	14	624	66.4	93.8	5.6	0	0.7
36	14-18	1	12.4	.61	—	1.29	37	622	74.9	92.9	6.2	0	0.9
37(a)	14-28	1	12.4	.61	—	1.17	15	588	65.5	93.4	3.27	0	1.34
38(a)	14-28	1	12.4	.61	—	1.26	43	607	71.4	93.5	3.51	0	1.02
39	14-28	1	4.7	.66	.09	1.22	23	632	66.5	91.7	5.31	2.01	0.98
40	14-28	1	4.7	.66	.09	1.28	47	619	70.3	91.6	5.58	1.75	1.09
41	14-28	1	16.3	1.2	.81	1.25	17	644	64.3	93.1	5.20	1.21	0.48
42	14-28	1	16.3	1.2	.81	1.33	38	651	69.8	93.3	5.52	0.64	0.53
43	14-28	1	13.0	.05	—	1.25	25	590	72.7	91.3	7.09	0	1.64
44	14-28	1	13.0	.05	—	1.12	42	561	65.7	91.2	6.53	0	2.26
45	14-28	1	12.7	—	.30	1.28	18	624	63.1	90.9	6.6	1.7	0.8
46	14-28	1	12.3	.43	.43	1.25	28	604	65.5	92.5	5.8	0.4	1.3
47	14-28	1	12.3	.43	.43	1.27	47	632	67.7	93.3	5.6	0.0	0.9
48	14-28	1	12.3	.43	.43	1.29	63	608	69.7	92.7	6.0	0.0	1.3
49	14-28	1	12.6	.43	.04	1.31	34	616	72.2	92.7	6.2	0.0	1.1
50	14-28	1	15.9	—	.75	1.29	20	628	64.5	93.6	6.2	2.5	0.7

Carrier Major Composition

(1) SiO₂—16.5%, Al₂O₃—5.86%, SiC—71.9% - Surface area 0.27 m²/g square meters per gram

(2) SiO₂—14.5%, Al₂O₃—4.31%, SiC—77.8% - Surface area 0.20 m²/g square meters per gram

(3) SiO₂—26.31%, Al₂O₃—11.42%, SiC—59.1% - Surface area 0.21 m²/g square meters per gram

(a) Catalyst calcined in air at 515° C. for 20 hours before reaction

(b) Catalyst calcined in air at 260° C. for 24 hours, then at 650° C. for 24 hours before reaction

Tabla 9.10 Resultado de ensayos realizados con catalizadores de Plata soportados en Carburo de Silicio [27].

TABLE III

75% SiO ₂ 10% Al ₂ O ₃ SUPPORTED CATALYSTS											
Example	Support Mesh Size or mm	Ag Wt %	Other Metals %	Air/Methanol Mole Ratio	Length of Runs Hours	Temp °C	Methanol Conv. %	HCHO %	CO ₂ %	CO %	MeFo %
51	1/8"	9.1	—	1.14	21	596	60.4	86.9	9.3	2.2	1.6
52	1/8"	9.1	—	1.06	27	581	56.7	87.6	9.0	1.3	2.1
53	6-10	16.7	—	1.13	6	607	61.0	89.4	7.7	2.2	0.7
54	6-10	16.7	—	1.21	20	628	63.6	89.0	7.6	2.7	0.5
55	6-10	16.7	—	1.21	35	603	64.8	89.6	7.9	1.8	0.8
56	1/8"	16.7	—	1.14	10	571	58.7	81.0	8.6	8.7	1.6
57	8-14	16.7	—	1.14	9	568	63.4	89.8	8.3	0.9	1.0
58	14-28	16.7	—	1.16	13	578	64.6	90.1	7.9	1.2	0.8
59	14-28	16.7	—	1.18	38	597	63.5	90.9	7.0	1.9	0.2
60	14-28	9.1	—	1.19	12	606	64.4	90.2	7.6	1.9	0.3
61	14-28	9.1	—	1.18	24	583	63.8	89.5	7.6	1.7	1.2
62	14-28	28.6	—	1.15	16	571	65.7	90.2	8.0	1.0	0.9
63	14-28	28.6	—	1.15	26	590	66.8	90.3	7.7	1.2	0.7
64	14-28	28.6	—	1.30	40	601	73.2	88.9	8.8	1.7	0.5
65	14-28	4.8	—	1.25	8	638	63.6	89.2	7.6	3.2	0.0
66	14-28	13.0	—	1.15	16	615	64.0	90.9	7.4	0.9	0.8

Tabla 9.11 Resultado de ensayos realizados con catalizadores de plata soportados en 75% SiO₂ y 10% Al₂O₃ [27]

TABLE IV

α-ALUMINA SUPPORTED CATALYSTS											
Example	Support Mesh Size or Inches	Ag Wt %	Pb Wt %	Air/Methanol Mole Ratio	Length of Runs Hours	Temp °C	Methanol Conv. %	Efficiencies			
								HCHO %	CO ₂ %	CO %	MeFo %
69	3/16"	9.1	—	1.16	16	563	63	85.0	11.1	1.8	2.0
70	3/16"	9.1	—	1.15	6	586	62	84.8	10.5	3.1	1.7
71	14-28	13	—	1.20	7	570	72.2	90.3	7.89	0	1.8
72	14-28	13	—	1.28	20	587	76.8	90.2	8.3	0	1.5
73	14-28	13	—	1.07	27	571	66.0	90.6	7.01	0.4	1.9
74	14-28	12.6	0.43	1.17	19	562	67.1	92.4	5.9	0	1.67
75	14-28	12.6	0.43	1.25	44	583	72	92.1	6.3	0	1.63

Tabla 9.12 Resultado de ensayos realizados con catalizadores de plata soportados α-alúmina [27].

9.3.2. OXIDACIÓN CON CATALIZADORES DE MoO₃ Y Fe₂O₃

En este proceso, la obtención de formaldehído se da prácticamente por la oxidación del metanol. Se emplea como catalizador una mezcla de 18 - 19% en peso de Fe₂O₃ y 81 - 82% en peso de MoO₃, bajo condiciones cuidadosamente controladas, estos se convierten en hierro (III)-molibdato catalíticamente activo.

Un excedente de MoO₃ es frecuentemente agregado a fin de reponer las pérdidas resultantes de la formación de molibdeno azul. Este compuesto va a enfriar la salida del lecho catalítico donde la actividad y la selectividad del catalizador disminuyen. Óxidos de Cr y Co pueden ser usados como promotores.

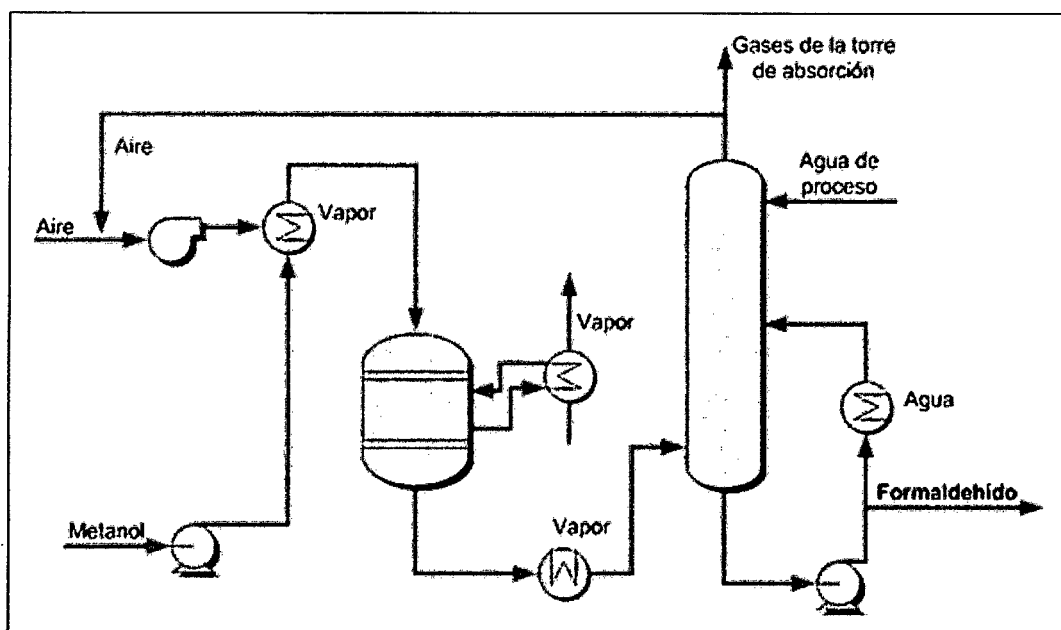


Figura 9.21 Esquema del proceso de obtención de formaldehído por catalizadores de óxidos metálicos

En los procesos industriales, los vapores de metanol junto con un exceso de aire pasan por encima del catalizador en un reactor tubular a 300 – 450 °C, el calor de la reacción es removido por un líquido el cual rodea los tubos. Después se enfrían los gases a 30 °C y son depurados con agua en una torre de absorción, la concentración de la solución del formaldehído puede ser variada entre 37 y 50% en peso ajustando la cantidad de agua.

La conversión del metanol oscila aproximadamente en 95-99% y la selectividad del formaldehído alcanza entre el 91-94%.

Los procesos Perstorp-Reichhold, Hiag-Lurgi, Montecatini, SBA, IFP-CdF Haldor Topsoe, Nippon Kasei y Lummus se han desarrollado en base a este principio.

Como muestra de los rendimientos y eficiencias de este proceso, se presentan tablas de patentes indicando dichos valores a determinadas condiciones de operación y distintas composiciones de los catalizadores de óxidos metálicos.

Hours of operation	Bath ° C.	Methanol at inlet %	Methanol conversion %	Formaldehyde yield %
25	260	6.11	97.40	91.14
55	265	6.10	98.39	91.79
82	265	7.53	98.46	91.48
135	265	9.00	98.95	90.25
155	260	6.12	96.24	89.36

Hours of operation	Bath ° C.	Methanol at inlet %	Methanol conversion %	Formaldehyde yield %
49	265	6.01	98.79	92.60
80	265	7.50	98.58	92.26
122	265	7.51	98.57	92.30
482	270	9.08	98.41	91.85
674	275	10.06	98.66	91.82
723	280	7.49	98.75	92.69

Hours of operation	Bath ° C.	Methanol at inlet %	Methanol conversion %	Formaldehyde yield %
120	270	6.05	98.41	93.02
150	270	7.54	98.62	93.33
486	270	9.06	98.43	92.99
492	275	9.04	98.93	93.25
683	275	10.07	98.79	92.53
846	280	7.53	98.11	91.68
876	290	7.55	99.16	92.35

Tabla 9.13 Resultado de ensayos realizados con catalizadores óxidos metálicos [13].

9.3.3. SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA

Para realizar la selección de las tecnologías se procede a comparar ambas tecnologías, tal como se muestra en la tabla 9.14.

CARACTERÍSTICA	PROCESO EN BASE A CATALIZADORES DE PLATA	PROCESO EN BASE A CATALIZADORES DE ÓXIDOS METÁLICOS
Conversión	92%	95-99%
Condiciones de Operación		
Temperatura	600 – 720°C	250-450°C
Catalizadores		
Tiempo de Vida	2 – 4 meses	12 – 24 meses
Costo	Alto	Bajo
Selectividad	98%	91-94%

Tabla 9.14 Comparación tecnologías producción Formaldehído a partir de Metanol

De acuerdo a la comparación realizada se determinó que la tecnología a utilizar será el proceso en base a catalizadores de óxidos metálicos, debido a que presenta una mayor conversión y rendimiento, no presenta la formación de ácido fórmico y el tiempo de vida de los catalizadores es mucho mayor comparado con el proceso en base a catalizadores de óxidos de plata.

10. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

En el presente capítulo se presenta la descripción de los procesos, balances de materia, balances de energía y diagrama de flujo de los procesos. Se ha dividido en dos partes: la planta de producción de metanol y la planta de producción de formaldehído.

Para el desarrollo del proyecto se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- Empleo de las tecnologías seleccionadas en el capítulo 9.
- Para el desarrollo del proceso se utilizó el simulador CHEMCAD 6.0.1, aplicando como modelo termodinámico NRTL, el mismo que es usado para mezclas polares, equilibrio líquido-vapor y líquido-líquido-vapor.
- Empleo de la hoja de cálculo Excel en los procesos que no se pueden realizar con el simulador.
- Los balances se desarrollaron en estado estacionario.
- Se consideró metano puro como materia prima para facilitar el balance, las pequeñas trazas de etano que pueden existir, se entiende que son convertidos en gas de síntesis en el reformador.
- Se modificó el proceso de producción de metanol, la purga proveniente del convertidor de metanol es utilizada como combustible por el reformador.
- Se modificó el proceso original para la producción de formaldehído, se adicionó una columna de destilación para concentrar el formaldehído al 90% en peso, para luego ser secado y obtener el paraformaldehído (formaldehído al 96% en peso).
- La fuente de las tablas y figuras es el simulador CHEMCAD 6.0.1.

10.1. PRODUCCIÓN DE METANOL

La planta de metanol tiene una capacidad de producción de 2 500 ton/día, se determinó esta capacidad por ser la más comercial en la actualidad y por la disponibilidad del suministro de materia prima.

10.1.1. RECEPCIÓN DE MATERIAS PRIMAS

El gas natural utilizado en este proceso será suministrado desde Camisea por la empresa Kuntur Transportadora de Gas del Perú a través de un gasoducto, suministrando a la planta gas natural (considérese para fines prácticos 100% metano) a razón de 84,5 millones SFCD (estándar pies cúbicos diarios), previamente desulfurizado, a una presión de 2 050 kPa y temperatura de 25 °C.

El agua para el proceso será obtenida a partir de la purificación del agua de mar mediante una planta de osmosis inversa de capacidad 0,075 m³/s.

El aire usado tanto para la combustión del transformador y el reactor del formaldehído, proviene de la atmósfera el cual se encuentra a 20 °C.

10.1.2. ACONDICIONAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS

El flujo de gas natural de 4 450 kmol/h (84,5 millones SCFD) es precalentado en el intercambiador E-103 a 235 °C, posteriormente el flujo es dividido en dos corrientes, la primera de 4 080 kmol/h enviada al reformador R-104 y la segunda de 370 kmol/h utilizada como combustible por el reformador R-104.

El aire será tomado de la atmósfera y precalentado en el recuperador de calor E del reformador a 300 °C, posteriormente se enviará al reformador R-104 para realizar la combustión.

El agua de proceso es suministrado por las bombas L-101 al proceso con una presión de 11 000 kPa a razón de 22 000 kmol/h, el cual es calentado en los intercambiadores E-108 a 155°C, posteriormente la corriente pasa por el intercambiador E-205 donde es calentado a 239°C, luego pasa por el intercambiador E-106 donde es calentado a 278°C, de ahí es separado en dos corrientes, la primera de 6 600 kmol/h la cual pasa por el recuperador de calor C en donde es evaporado a 400°C , la segunda corriente de 15 400 kmol/h es evaporada en E-105 ambas corrientes se unen e ingresan a 10 910 kPa al recuperador de calor B donde es calentada a 530°C.

El vapor sobrecalentado será enviado a los generadores G-302 A/B/C/D, donde se genera en total 40MW, el vapor sale a 2 000 kPa, posteriormente una

corriente de 12 240 kmol/h se une con el flujo de gas natural en, la mezcla tiene una relación de 3:1, luego se envía al recuperador de calor A del reformador para ser calentado a 500°C luego es enviada al Reformador R-104. El resto de vapor sobrecalentado es llevado al generador G-303.

10.1.3. REFORMADOR R-104

La reacción del gas natural y vapor, toma lugar en el reactor R-104 a una temperatura de 850 °C y una presión de 1 980 kPa, el diseño del horno es rectangular con una capacidad de producción de 330 millones SCFD de gas de síntesis, los quemadores se encuentran ubicados en la parte superior del horno, la reacción ocurre en el interior de los tubos utilizando catalizadores Katalco 25-series (NiO/MgO/SiO₂/Al₂O₃).

En base a los datos experimentales de la patente U.S. 4 065 483 se obtuvo la composición para el gas de síntesis producido a estas condiciones de presión, temperatura y alimentación, con una conversión de 85.1% del gas natural.

En la tabla 10.1 se presenta la composición molar de la alimentación y del gas de síntesis producido.

Composición	Alimentación	Gas de Síntesis Crudo
CH ₄	33,33%	2,61%
H ₂ O	66,67%	33,40%
CO	-	10,64%
CO ₂	-	4,28%
H ₂	-	49,07%
Total	100,00%	100,00%
Flujo, kmol/h	16 320,00	23 264,98

Tabla 10.1 Composición molar del gas de síntesis crudo [87].

El reformador utiliza como combustible gas natural a un flujo de 7 millones SCFD junto con la corriente de purga, proveniente de la producción de metanol, la cual contiene gas natural que no reaccionó en el proceso de reformado con un flujo de 11,5 millones SCFD, conjuntamente con metanol e hidrógeno.

Los gases de combustión salen del horno a una temperatura promedio de 1150 °C, el calor de los gases de combustión se utiliza para calentar las diferentes corrientes de proceso a través de los recuperadores de calor A, B, C, D y E. Los gases de combustión salen por la chimenea a 175 °C, el horno presenta una eficiencia térmica de 59,7%.

10.1.4. ACONDICIONAMIENTO DE GAS DE SÍNTESIS CRUDO

El gas de síntesis crudo procedente del Reformador R-104, es enfriado en el intercambiador E-105 a 350°C, luego a 250°C en el intercambiador E-106, posteriormente la corriente es separada en dos corrientes, la primera equivalente al 40% de la corriente inicial es enfriada con la corriente de gas de purga en el intercambiador E-107 a 160°C, la segunda corriente es enfriada en el intercambiador E-103 a 165°C, ambas corrientes se unen nuevamente y son enfriadas en el intercambiador E-108 a 126°C.

El gas de síntesis crudo a 126°C, ingresa al separador flash D-109, posteriormente es enfriado en el intercambiador de aire E-110 a 35°C, dicha corriente ingresa al separador Flash D-111, para posteriormente ingresar al tren de compresión, las composiciones de la corriente en el proceso de separación se muestra en el siguiente cuadro:

Especie	Gas de Síntesis Crudo	D-109 126°C	D-111 35°C
CH ₄	2,61%	3,36%	3,91%
H ₂ O	33,40%	14,36%	0,36%
CO	10,64%	13,68%	15,92%
CO ₂	4,28%	5,51%	6,40%
H ₂	49,07%	63,09%	73,41%
Total	100,00%	100,00%	100,00%
Flujo, kmol/h	23 264,98	18 089,50	15 546,29

Tabla 10.2 Composiciones molares del gas de síntesis por etapas de separación.

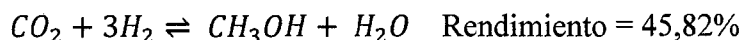
El rendimiento del proceso de separación del agua del gas de síntesis crudo es de 97,9% de agua, la cual es recuperada y posteriormente tratada para reingresar como agua de proceso al sistema.

La compresión del gas de síntesis se lleva a cabo en el tren de compresión en la cual comprime la corriente a 7 500kPa, el tren de compresores consta de cuatro líneas, cada línea tiene seis compresores puestos en serie, con una eficiencia de 75%.

10.1.5. CONVERTIDOR R-203

La conversión de gas de síntesis a metanol, ocurre en el reactor R-203, el cual es del tipo adiabático, en el cual la alimentación primaria, equivalente al 30% de la alimentación, ingresa por la parte superior a 240°C, al ser la reacción exotérmica las alimentaciones secundarias ingresan por diferentes puntos al reactor a una temperatura de 52°C, con la finalidad de controlar la temperatura aproximadamente a 270°C y mantener la presión del reactor.

El proceso de producción de metanol se lleva a cabo con la recepción del gas de síntesis y la recirculación del gas de síntesis sin reaccionar (3,35 veces la alimentación de gas de síntesis) a 52°C y 7 500 kPa, dicha corriente es separada en dos corrientes, la primera equivalente al 70%, la cual es introducida directamente al reactor por tres puntos equidistantes, la segunda corriente es calentada en el Intercambiador E-201 a 155°C, posteriormente es elevado a 240°C en el intercambiador E-202 e ingresa al Convertidor R-203 por la parte superior, se utilizó los datos experimentales de la patente U.S. 4 065 483 es aquí donde se produce el metanol con los siguientes rendimientos:



Las composiciones de ambas corrientes se presentan en el siguiente cuadro:

Composición	Alimentación	Producto
CH ₃ OH	0,33%	5,76%
CH ₄	10,73%	11,88%
H ₂ O	0,08%	1,57%
CO	5,22%	1,87%
CO ₂	2,91%	1,76%
H ₂	80,73%	77,16%
Total	100,00%	100,00%
Flujo kmol/h	67 482,77	60 915,51

Tabla 10.3 Composiciones molares reacción de metanol

El producto obtenido sale del convertidor R-203 a 270°C y 7 250kPa, dicha corriente es separada en dos, la primera equivalente a 73,5% y la segunda a 26,5% de la corriente inicial la cuales son enfriadas a 170°C en los intercambiadores E-204 y E-202 respectivamente, las dos corrientes se unen nuevamente y son enfriadas a 137°C en el intercambiador E-201.

10.1.6. ACONDICIONAMIENTO DEL METANOL CRUDO

La corriente proveniente del intercambiador E-201, es enfriada en el intercambiador de aire E-205 a 35°C, la corriente fría ingresa al separador flash D-206, logrando separar las fases, la fase gaseosa retorna a la alimentación con una purga de 8,4% del volumen, la cual es llevada al horno como combustible, el resto retorna en la alimentación del convertidor R-203

Las composiciones de ambas corrientes se presentan en el siguiente cuadro:

Composición	Alimentación	Fase Gaseosa	Fase Líquida
CH ₃ OH	5,76%	0,43%	77,564%
CH ₄	11,88%	12,77%	0,021%
H ₂ O	1,57%	0,03%	22,269%
CO	1,87%	2,01%	0,002%
CO ₂	1,75%	1,88%	0,060%
H ₂	77,17%	82,88%	0,084%
Total	100,00%	100,00%	100,000%
Flujo, kmol/h	60 915,51	56 708,22	4 207,293

Tabla 10.4 Composiciones molares de la separación del metanol crudo.

La fase líquida se deposita en el tanque F-207 de 1 300 m³ de capacidad, el cual tiene por objetivo mantener la alimentación constante a las torres de destilación y como un stock auxiliar para el arranque de las columnas de destilación y para mantener las columnas operando con normalidad, en el caso existan problemas en el proceso, hasta por un periodo de 8 horas.

10.1.7. PURIFICACIÓN DEL METANOL

El metanol crudo es bombeado a la columna de extremos ligeros D-209, la cual tiene la función de separar los gases disueltos en la solución metanol-agua, para lo cual se emplea los valores de operación de la patente US 4 744 869, el proceso se lleva a condiciones atmosféricas, obteniendo los siguientes composiciones:

Composición	Alimentación	Fondos	Topes
CH ₃ OH	77,564%	77,69%	7,36%
CH ₄	0,021%	-	11,55%
H ₂ O	22,269%	22,31%	0,06%
CO	0,002%	-	1,22%
CO ₂	0,060%	-	33,17%
H ₂	0,084%	-	46,64%
Total	100,000%	100,00%	100,00%
Flujo, kmol/h	4 207,293	4 199,70	7,59

Tabla 10.5 Composiciones molares de la separación de extremos ligeros.

En esta torre se logra retirar casi en su totalidad los gases no condensables procedentes del proceso de conversión, la recuperación del metanol es de 99,983%.

La solución metanol-agua es posteriormente bombeada a la columna de destilación D-216, la cual es operada a una presión de 250 kPa, relación de retorno del condensado de 1,146, el destilado debe contener 99,85% de metanol y los fondos 0,10%. El metanol puro es enviado al tanque de almacenamiento F-221 de 55 000 m³.

10.1.8. RATIOS DE PRODUCCIÓN

El ratio de producción son relaciones que ayudan a determinar la productividad de la planta, para este proceso contamos con los siguientes ratios:

Ratio producción metanol = 1,594 TM metanol/TM de gas natural

Conversión, % = 79,85% mol gas natural convertido/mol G.N. alimentación

Selectividad, % = 99,83% mol metanol producido/ mol G.N. convertido

10.1.9. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE METANOL

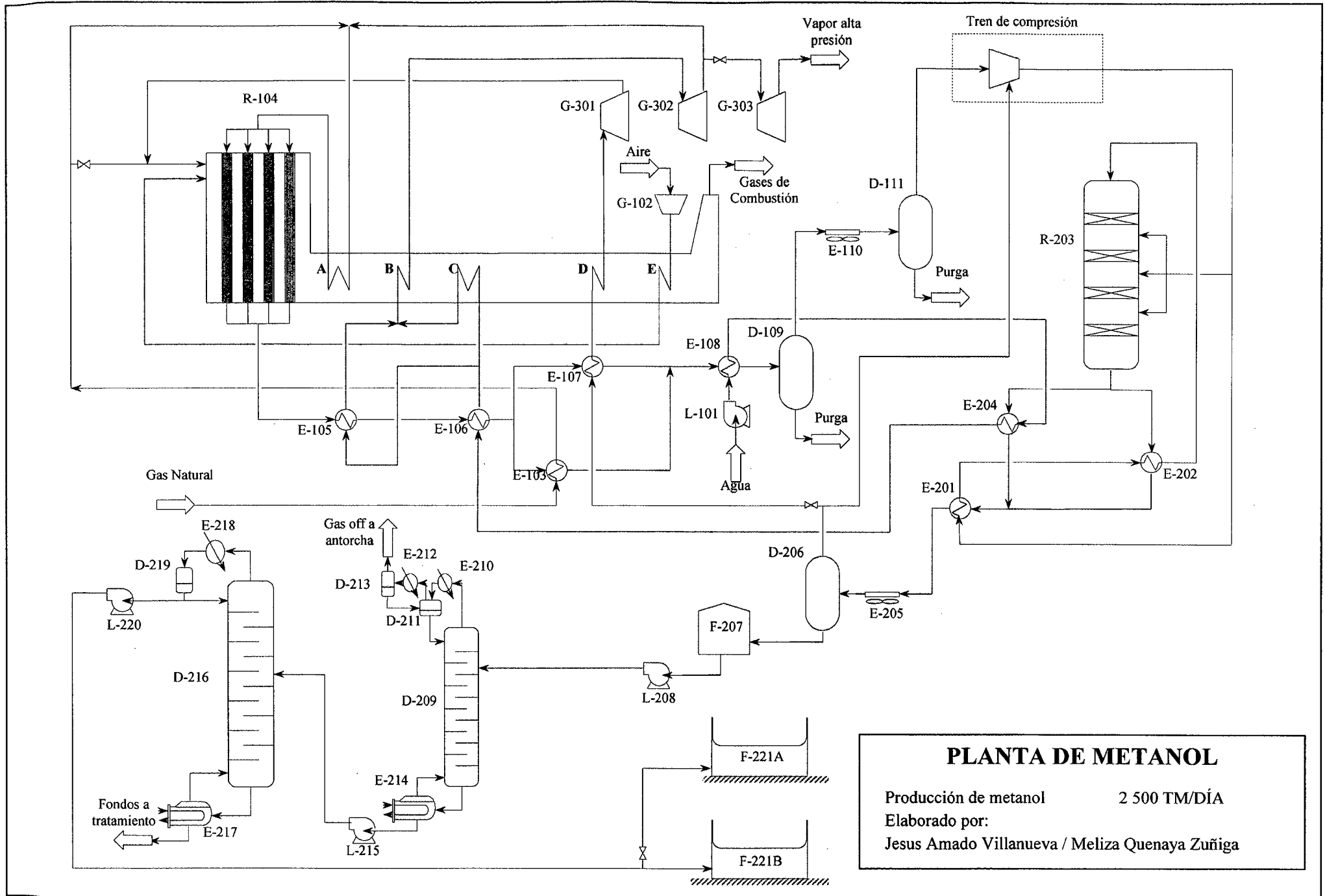
El Diagrama de Flujo del proceso se presenta en la figura 10.1.

10.1.10. BALANCE DE MATERIA

El Balance de materia del proceso se presenta en la tabla 10.6.

10.1.11. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía proceso se presenta en la tabla 10.7.



PLANTA DE METANOL

Producción de metanol 2 500 TM/DÍA

Elaborado por:
Jesus Amado Villanueva / Meliza Quenaya Zuñiga

Figura 10.1 Diagrama de flujo Planta de Metanol

BALANCE DE MATERIA

PLANTA DE METANOL

	ESPECIE (TM/h)								TOTAL
	CH ₃ OH	CH ₄	H ₂ O	CO	CO ₂	H ₂	O ₂	N ₂	
CORRIENTES DE ENTRADA									
Metano (materia prima)	-	65,46	-	-	-	-	-	-	65,46
Metano (combustible)	-	5,94	-	-	-	-	-	-	5,94
Aire	-	-	-	-	-	-	129,60	426,79	556,39
Agua de proceso	-	-	396,33	-	-	-	-	-	396,33
TOTAL	-	71,39	396,33	-	-	-	129,60	426,79	1,024,11
CORRIENTE DE SALIDA									
Metanol	104,38	-	0,09	-	-	-	-	-	104,47
Fondos columna D-216	0,03	-	16,78	-	-	-	-	-	16,81
Gases de combustión	-	-	106,89	2,67	47,80	-	3,12	426,79	587,28
Vapor alta presión	-	-	175,83	-	-	-	-	-	175,83
Separadores flash	-	0,00	139,52	0,01	0,06	0,00	-	-	139,58
Purga columna D-209	0,02	0,01	0,00	0,00	0,11	0,01	-	-	0,15
TOTAL	104,43	0,02	439,10	2,68	47,97	0,01	3,12	426,79	1,024,11

Tabla 10.6 Balance de Materia planta de producción de metanol.

BALANCE DE ENERGÍA PLANTA DE METANOL

ENTRADA	MJ/H	TOTAL	SALIDA	MJ/H	TOTAL
ENTALPIA		-6 480 501,20	ENTALPIA		-7 278 743,90
Metano (materia prima)	-333 766,00		Metanol	-764 964,00	
Aire	-2 947,20		Fondos columna D-216	-261 630,30	
Agua de proceso	-6 143 788,00		Gases de combustión	-1 769 241,00	
			Vapor alta presión	-2 310 355,00	
COMPRESORES		83 549,74	Separadores flash	-2 171 371,60	
G-102	12 125,56		Purga columna D-209	-1 182,00	
Tren de Compresores	71 424,18				
			GENERACIÓN ELÉCTRICA		304 737,84
HERVIDORES		224 536,03	G-301	57 586,32	
E-217 (de la columna D-216)	205 987,57		G-302	192 172,68	
E-214 (de la columna D-209)	18 548,46		G-303	54 978,84	
BOMBAS		4 413,60	INTERCAMBIADORES DE AIRE		598 284,50
L-101	4 320,00		E-110	160 660,00	
L-208	25,20		E-113	69 916,50	
L-215	57,60		E-205	367 708,00	
L-220	10,80				
			CONDENSADORES		196 029,74
			E -218 (de la Columna D-216)	195 980,00	
			E -210 (de la Columna D-209)	28,80	
			E-212 (de la Columna D-209)	20,94	
			PERDIDAS DE CALOR		11 690,00
TOTAL		-6 168 001,83	TOTAL		-6 168 001,83

Tabla 10.7 Balance de Energía planta de producción de metanol.

10.2.PRODUCCIÓN DE FORMALDEHÍDO

El proceso de producción de formaldehído cuenta con tres líneas de producción (3 reactores) en paralelo, con lo cual flexibiliza el proceso ante cualquier eventualidad, mantenimiento o desperfecto en los procesos subsiguientes, según los siguientes criterios:

En caso de mantenimiento de algún reactor de formaldehído, la planta se mantendrá operando, disminuyendo la carga hacia la columna D-411.

En caso de mantenimiento de la planta de metanol y de no contar con suficiente stock de metanol, solo se trabajará con un reactor, por no contar con vapor de alta presión con el que opera la columna de destilación D-411.

En caso de mantenimiento de la planta de resinas urea-formaldehído, se trabajará con dos reactores, ambos destinados para la producción de paraformaldehído.

10.2.1. ACONDICIONAMIENTO DE MATERIAS PRIMAS

El metanol puro es bombeado por las L-401 desde el tanque de almacenamiento F-221 hacia los intercambiadores E-402, en el cual el metanol se vaporiza y se calienta a 100°C.

El aire es introducido al sistema a relación molar oxígeno: metanol de 1:1, a través de los ventiladores G-403, la mezcla es calentada a 160°C en los intercambiadores E-404.

10.2.2. REACTOR R-405

El reactor R-405 es un reactor isotérmico tubular, debido a que la reacción de formación del formaldehído es altamente exotérmica, los tubos internos son de un diámetro de 50,8 mm (2"), este diámetro es utilizado en la industria debido a que si el diámetro es mayor se generan puntos calientes dentro del tubo que pueden dañar el catalizador y tener tubos de menor diámetro generan un mayor costo de capital y dificultan el mantenimiento.

La mezcla de metanol – aire ingresa al reactor R-405 por la parte superior, la conversión de la reacción es de 98%, la reacción se lleva a cabo a 360 °C, dicha temperatura es controlada a través del agua que pasa a través del intercambiador, la composición de las corrientes para un reactor se presenta en la siguiente tabla:

Composición	Alimentación	Producto
HCHO	0,000%	15,671%
CH ₃ OH	17,351%	0,320%
H ₂ O	0,026%	15,695%
O ₂	17,351%	8,156%
N ₂	65,272%	60,158%
Total	100,000%	100,000%
Flujo, kmol/h	3 532,97	3 833,34

Tabla 10.8 Composiciones molares del reactor de formaldehído.

El formaldehído producido es enfriado por los intercambiadores E-402 y E-404 hasta alcanzar los 144°C, posteriormente las corrientes de los tres reactores se unen y son enfriadas a 30°C en los intercambiadores E-406.

10.2.3. ABSORBEDOR D-407

El absorbedor tiene la finalidad de separar al formaldehído de la fase vapor que sale del intercambiador E-406, utilizando para ello la corriente de fondos de la columna de destilación D-411 a 10°C, la cual pasa por anillos rashing cerámicos de Ø 38mm, se emplea esta corriente para evitar diluir demasiado el formaldehído, y la razón de la temperatura es que al condensar el formaldehído este libera energía que tiende a calentar la solución, lo que dificulta la absorción, la composición de las corrientes del absorbedor se presentan en la siguiente tabla:

Composición	Alimentación	Dilución	Topes	Fondos
HCHO	15,67%	13,93%	0,12%	30,45%
CH ₃ OH	0,32%	0,45%	0,03%	0,68%
H ₂ O	15,69%	85,76%	0,01%	68,87%
O ₂	8,16%	0,00%	11,91%	0,00%
N ₂	60,16%	0,00%	87,93%	0,00%
Total	100,00%	100,00%	100,00%	100,00%
Flujo, kmol/h	11 500,02	4 160,16	7 867,44	7 792,74

Tabla 10.9 Composiciones molares de absorbedor D-407.

El formaldehído a 42% en peso sale del observador a 30 °C, el 30% de la corriente es enviada al tanque F-409A de 1 500 m³, la cual será usado para la producción de resina urea-formaldehído, el resto es enviado al intercambiador E-410 a 95°C.

La solución obtenida presenta una pequeña concentración de metanol, la cual tiene la función de inhibir la polimerización del formaldehído a paraformaldehído, sin la presencia del metanol no sería posible realizar la destilación del formaldehído.

10.2.4. COLUMNA DE DESTILACIÓN D-411

La columna de destilación D-411, tiene la función de concentrar el formaldehído al 90% en peso, la columna opera a una presión de 150 kPa, con una relación de retorno de destilado de 0,2765. Los fondos salen de la columna con una concentración en peso de 21,5% de formaldehído.

Composición	Alimentación	Topes	Fondos
HCHO	30,449%	84,606%	14,128%
CH ₃ OH	0,680%	0,353%	0,123%
H ₂ O	68,871%	15,041%	85,749%
Total	100,00%	100,00%	100,00%
Flujo, kmol/h	5 454,91	1 296,61	4 158,30

Tabla 10.10 Composiciones molares de la columna de destilación D-411.

Los fondos de la torre son enfriados de 210°C a 40°C en el intercambiador E-413, posteriormente es enfriado con salmuera a 10°C En el intercambiador E-414. Esta corriente se emplea para absorber el formaldehído.

10.2.5. SECADOR D-419

Este equipo tiene la función de retirar el metanol y parte del agua de la solución de formaldehído, para obtener paraformaldehído, mediante el ingreso a contracorriente de aire a 30°C, el paraformaldehído precipita en partículas esféricas de 0,4 a 0,6 mm, se empleó los valores experimentales de la patente U.S. 3 595 926.

La solución de formaldehído ingresa a las torres de secado D-419 por la parte superior, a una temperatura de 120°C, el aire ingresa por la parte inferior a 30°C a razón de 10m³/s.

El paraformaldehído sale por la parte inferior a 80°C y es enviado a la tolva F-422 junto con la recuperación de los topos proveniente de los ciclones H-420. El sistema de secado tiene 4 líneas de producción cada una consta de 1 ventilador, 1 tolva, 2 torres de secado y dos ciclones.

10.2.6. ACONDICIONAMIENTO PRODUCTO FINAL

Esta planta produce tres productos: paraformaldehído, formaldehído al 42% en peso y formaldehído al 37% peso (formol).

El formaldehído al 42% es depositado en el tanque F-409A, el cual cuenta con una conexión al tanque F-409B en el cual se diluye al 37%, para atender al mercado local en cisternas.

El paraformaldehído es enfriado en las tolvas F-422, para luego ser enviado a la planta empaquetadora, para su venta nacional e internacional.

10.2.7. RATIOS DE PRODUCCIÓN

El ratio de producción son relaciones que ayudan a determinar la productividad de la planta, para este proceso contamos con los siguientes ratios:

Ratio producción HCHO = 0,914 TM HCHO/TM de metanol

Conversión, % = 98% mol metanol convertido/metanol alimentación

Selectividad, % = 99,48% mol HCHO producido/ mol metanol convertido

10.2.8. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE FORMALDEHÍDO

El Diagrama de flujo del proceso se presenta en la figura 10.2.

10.2.9. BALANCE DE MATERIA

Balance de materia del proceso se presenta en la tabla 10.11.

10.2.10. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía proceso se presenta en la tabla 10.12.

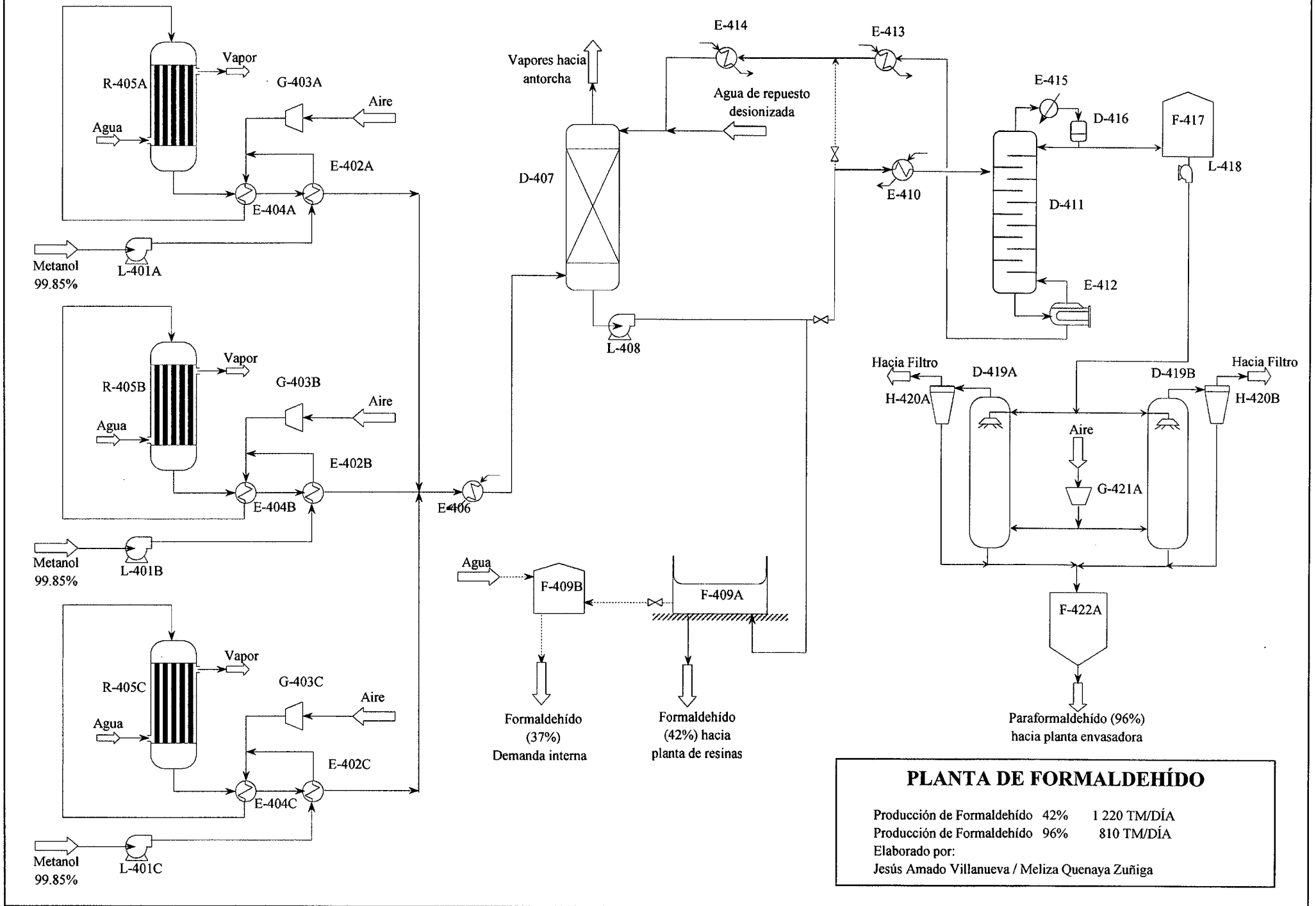


Figura 10.2 Diagrama de flujo Planta de Formaldehído

BALANCE DE MATERIA
PLANTA FORMALDEHÍDO

	ESPECIE (TM/h)					TOTAL
	HCHO	CH ₃ OH	H ₂ O	O ₂	N ₂	
CORRIENTES DE ENTRADA						
Metanol (materia prima)	-	58,85	0,05	-	-	58,90
Aire (materia prima)	-	-	-	58,85	193,71	252,56
Agua (absorbedor D-407)	-	-	0,03	-	-	0,03
Aire (secado)	-	-	-	84,16	277,03	361,19
TOTAL	-	58,85	0,08	143,01	470,73	672,67
CORRIENTE DE SALIDA						
Formaldehído (42%)	21,35	0,51	28,98	-	-	50,85
Purga absorvedor D-407	0,27	0,08	0,00	30,01	193,71	224,07
Aire secado	0,01	0,59	2,19	84,16	277,03	363,98
Paraformaldehído	32,43	-	1,35	-	-	33,78
TOTAL	54,07	1,18	32,52	114,17	470,73	672,67

Tabla 10.11 Balance de Materia planta de producción de formaldehído.

BALANCE DE ENERGÍA PLANTA DE FORMALDEHÍDO

ENTRADA	MJ/H	TOTAL	SALIDA	MJ/H	TOTAL
ENTALPIA		-442 539,36	ENTALPIA		-599 791,00
Metanol	-439 288,00		Purga	-4,65	
Aire	-1 339,05		Formaldehído 42%	-558 391,00	
Aire secado	-1 912,31		Aire secado	3 576,15	
Agua proceso	-534,11		Paraformaldehído	-44 971,50	
COMPRESORES		8 745,51	INTERCAMBIADORES		355 539,44
G-403	5 797,87		R-405	204 173,69	
G-418	2 947,64		E-406	151 365,75	
INTERCAMBIADORES		189 603,45	E-413	201 112,00	
E-410	47 361,00		E-414	9 706,00	
E-412	142 242,45		E-415	21 714,02	
BOMBAS		32,40	PERDIDAS DE CALOR		93,56
L-401	5,40				
L-408	10,80				
L-418	16,20				
TOTAL		-244 158,00	TOTAL		-244 158,00

Tabla 10.12 Balance de Energía planta de producción de formaldehído.

11. INGENIERÍA CONCEPTUAL

En el presente capítulo se determinará las dimensiones, capacidades o potencia de los equipos que conforman las plantas de metanol y formaldehído, con el objetivo de determinar el costo aproximado del proyecto.

Para ello se tendrán en cuenta las siguientes consideraciones:

- Se utilizó los valores obtenidos del simulador CHEMCAD 6.0.1 y de la hoja de cálculo Excel señalados en el capítulo 10.
- Se asumió 330 días de operación por año.
- Se aplicó el índice de costos de Marshall and Swift (M & S) de finales del año 2 011.
- El costo de las instalaciones auxiliares (planta de agua, torre de enfriamiento, planta de aire, etc), está determinado en el capítulo 12.
- Para el caso de intercambiadores de calor, recipientes de separación flash y bombas, solo se realizaron cálculos básicos de diseño.

11.1. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS

11.1.1. DIMENSIONAMIENTO REFORMADOR R-104

11.1.1.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	1 980 kPa
Temperatura	:	500 °C
Flujo molar	:	16 320 kmol/h
Flujo molar CH ₄	:	4 080
Flujo molar vapor	:	12 240

Condiciones de Operación:

Presión	:	1 980 kPa
Relación agua/metano	:	3
Temperatura entrada	:	500 °C

Temperatura salida : 850 °C
 Conversión metano : 85,1%

Catalizador:

Composición : NiO/MgO/SiO₂/Al₂O₃
 Densidad : 950 kg/m³

11.1.1.2. BALANCE DE MATERIA

El balance de materia se realizó a partir de los valores expresados en el capítulo 10, el balance se presenta en el siguiente esquema:

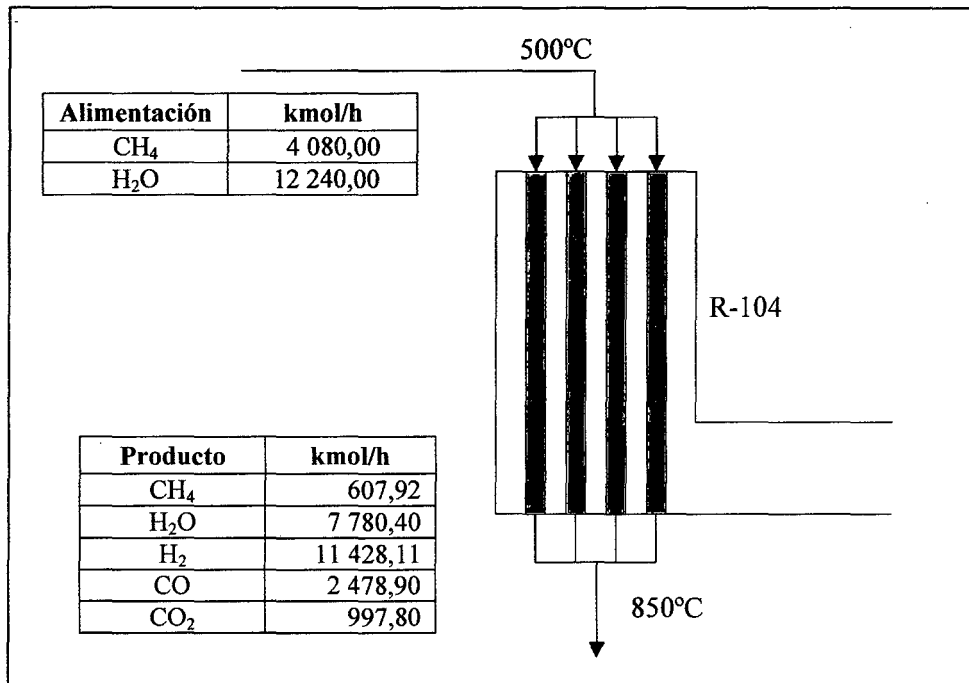


Figura 11.1 Esquema del reformador R-104 (producción de gas de síntesis).

11.1.1.3. CÁLCULO MASA CATALIZADOR

Para determinar el cálculo de la masa de catalizador se empleó la ecuación (53) de Octave Levenspiel [56], para reacciones con catalizadores sólidos:

$$W_{cat} = F_{Ao} \int_0^x \frac{dx_A}{-r_A} \quad \text{Ec. 11.1}$$

Donde:

F_{Ao} : Alimentación inicial del compuesto A,

x_A : Concentración molar del compuesto A,

r_A : Velocidad de reacción, en función de la masa del catalizador

Para este proceso, se empleó la ecuación no lineal Marquardt para determinar la velocidad de reacción:

$$r_c = 1\,527 \times \exp\left(-\frac{14\,820}{RT}\right) P_{CH_4}^{1,104} P_{H_2O}^{-0,9577} \quad \text{Ec. 11.2}$$

Donde:

R : constante universal de gases, 1,987 cal/mol·K,

P : presión, Atm,

r_c : Velocidad de reacción, g mol/g cat h,

Para determinar el valor de la integral se empleó el método de los trapecios, considerando una conversión del 85,1% del gas metano.

x	r_c	$1/r_c$	Δx	$1/r_c$ media	$1/r_c$ media * Δx
0,0	0,6435881	1,554	0,0	0,000	0,0000
0,1	0,7095601	1,409	0,1	1,482	0,1482
0,2	0,6562310	1,524	0,1	1,467	0,1467
0,3	0,5986274	1,670	0,1	1,597	0,1597
0,4	0,5360830	1,865	0,1	1,768	0,1768
0,5	0,4678010	2,138	0,1	2,002	0,2002
0,6	0,3928212	2,546	0,1	2,342	0,2342
0,7	0,3099803	3,226	0,1	2,886	0,2886
0,8	0,2178737	4,590	0,1	3,908	0,3908
0,851	0,1668096	5,995	0,051	5,292	0,2699
TOTAL					2,0149

Tabla 11.1 Desarrollo de la integral de la velocidad de reacción de reformado.

Siendo la masa del catalizador:

$$W_{cat} = F_o \int_0^x \frac{dx}{-r_A} = 4\,080 \text{ kmol/h} \cdot (2,0149 \text{ kg}_{cat} \cdot \text{h/kmol})$$

$$W_{cat} = 8\,220,9 \text{ kg}$$

Cálculo del volumen del reactor, se determinó en función del volumen del catalizador y la porosidad típica del lecho ($\varepsilon = 0,5$), según la ecuación 11.3:

$$V_{react} = \frac{W_{cat}}{\varepsilon \cdot \rho_{cat}} \quad \text{Ec. 11.3}$$

$$V_{react} = \frac{8\,220,9}{0,5 \cdot 950} = 17,3 \text{ m}^3$$

Cálculo del número de tubos, los tubos empleados para el reformador son de aleación Cr25Ni35 de 6 m de altura, 101,6 mm (4") de diámetro y espesor de 36mm (1,5"), capaces de soportar temperaturas hasta 1 500°C, cuyo costo oscila entre los US\$ 700 – 1 000 por kilogramo.

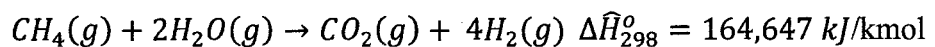
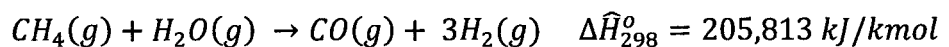
$$N_{tubos} = \frac{4 \cdot V_{react}}{\pi \cdot \phi^2 \cdot L} \quad \text{Ec. 11.4}$$

$$N_{tubos} = \frac{4 \cdot 17,3}{3,1416 \cdot 0,1016^2 \cdot 6} = 356 \text{ tubos}$$

11.1.1.4. BALANCE DE ENERGÍA

Para realizar el balance de energía del reformador, se empleó los métodos del capítulo 4 Van Ness [99], partiendo de la evaluación integral del calor sensible de los reactivos y de los productos; así como del calor estándar de las reacciones que ocurren dentro del reformador.

Partiendo de las ecuaciones de reacción 9.1 y 9.2 y su entalpía:



Ahora se diseña una trayectoria, para fines de cálculo, con el objeto de ir de los reactivos a 500 °C (773,15 K) a los productos a 850 °C (1 123,15 K). Debido a que se dispone de los datos de calor estándar de reacciones a 25°C (298,15 K), la trayectoria más conveniente es una que incluya dichas reacciones a 25°C. Esto se muestra de forma esquemática en la figura 11.2, la línea punteada representa la trayectoria real para la cual el cambio de entalpía es ΔH . Dado que el cambio de entalpía es independiente de la trayectoria:

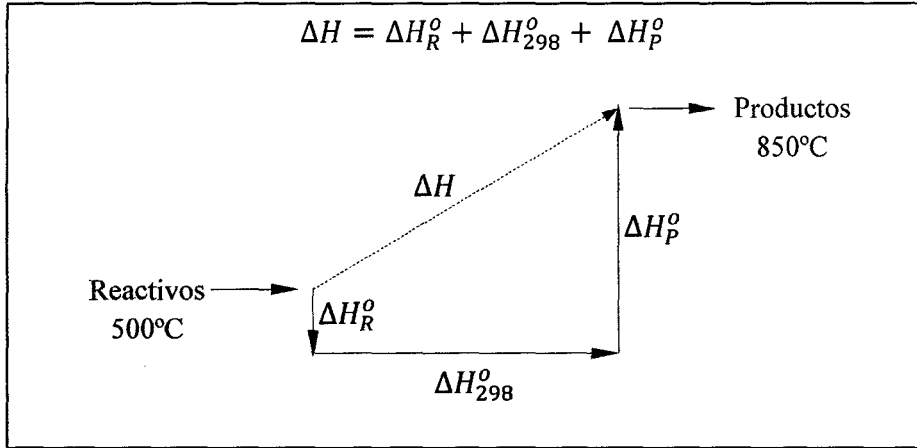


Figura 11.2 Trayectoria de reacción del gas de síntesis.

Cálculo de ΔH_R^o :

Partiendo de la ecuación:

$$\Delta H_R^o = (\sum_i n_i \langle C_{P_i}^o \rangle_H)(298,15 - T) \quad \text{Ec. 11.5}$$

Donde:

$$\frac{\langle C_P \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau \cdot T_o^2}$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

A, B, C y D, son constantes de las capacidades caloríficas de gases en el estado de gas ideal, siendo las constantes de los reactivos y productos los siguientes:

ESPECIE	A	$10^3 B$	$10^6 C$	$10^5 D$
CH ₄	1,702	9,081	-2,164	
H ₂ O	3,470	1,450		0,121
H ₂	3,249	0,422		0,083
CO	3,376	0,557		-0,031
CO ₂	5,457	1,045		-1,157

Tabla 11.2 Valores de las constantes de las capacidades caloríficas [99].

Reemplazando valores se obtiene ΔH_R^o

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{p_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^o (MJ/h)
CH ₄	4 080	49,09	-95 138,91
H ₂ O	12 240	35,74	-207 812,21
TOTAL			-302 951,12

Tabla 11.3 Valor de ΔH_R^o .Cálculo de ΔH_{298}^o :

Reacción	Flujo (kmol/h)	ΔH_{278}^o (MJ/h)
$CH_4(g) + H_2O(g) \rightarrow CO(g) + 3H_2(g)$	2 478,9	510 189,85
$CH_4(g) + 2H_2O(g) \rightarrow CO_2(g) + 4H_2(g)$	997,8	164 284,78
TOTAL		674 474,62

Tabla 11.4 Valor de ΔH_{298}^o .Cálculo de ΔH_P^o :

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{p_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_P^o (MJ/h)
CH ₄	607,92	57,70	28 937,27
H ₂ O	7 780,40	37,72	242 099,62
H ₂	11 428,11	29,71	280 126,42
CO	2 478,90	31,28	63 974,68
CO ₂	997,8	48,67	40 065,36
TOTAL			655 203,34

Tabla 11.5 Valor de ΔH_P^o .Cálculo de ΔH :

$$\Delta H = \Delta H_R^o + \Delta H_{298}^o + \Delta H_P^o$$

Reemplazando los valores obtenidos se obtiene:

$$\Delta H = -302 951,12 + 674 474,62 + 655 203,34$$

$$\Delta H = 1 026 726,85 \text{ MJ/h}$$

11.1.1.5. REQUERIMIENTO DE COMBUSTIBLE

Para determinar la cantidad de combustible necesario para llevar a cabo la reacción de reformado, se debe realizar un balance de energía de las reacciones

de combustión, la cual debe ser suficiente para calentar los gases de combustión hasta $1\ 150^{\circ}\text{C}$ y generar la energía necesaria para la generación del gas de síntesis.

Considerando una alimentación de aire en exceso, pérdidas de calor al medio ambiente 1% y la utilización de la purga proveniente del proceso de metanol como combustible.

A continuación se presenta el balance de materia de la reacción de combustión:

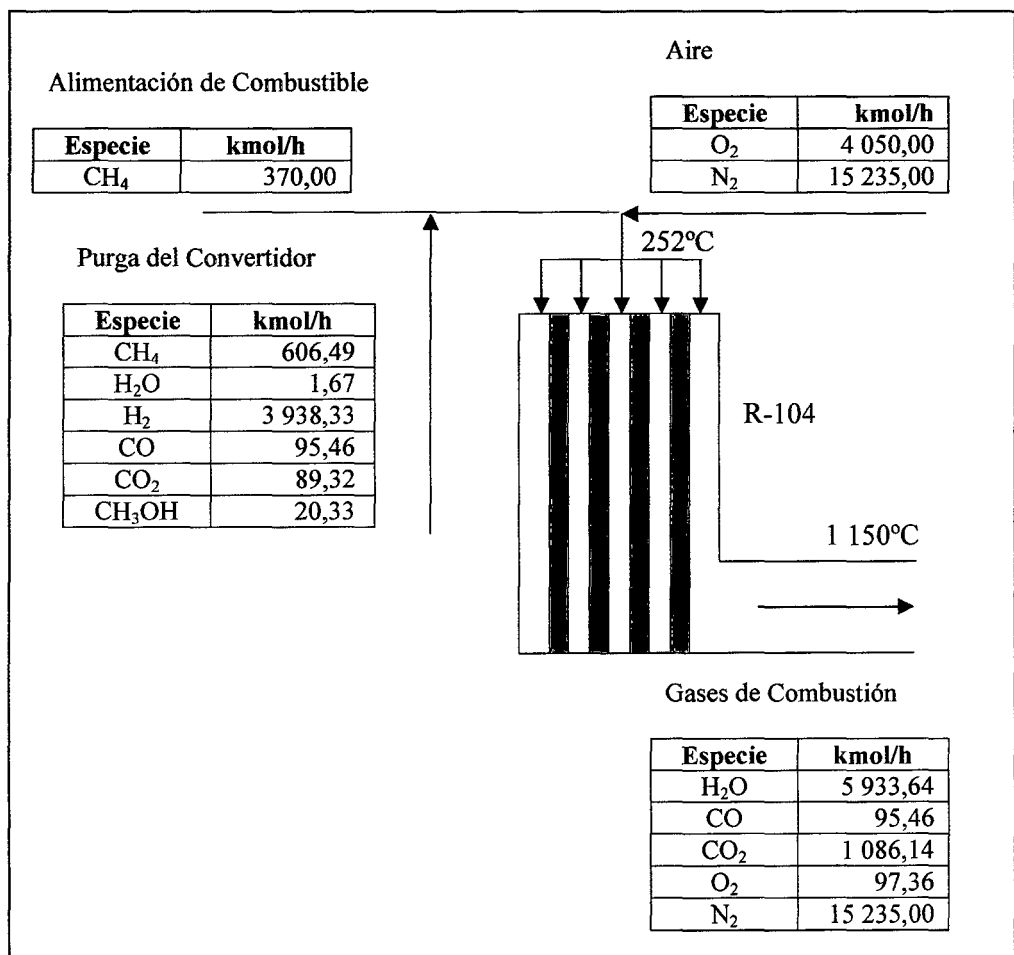
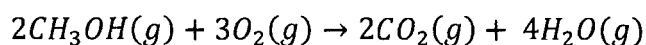
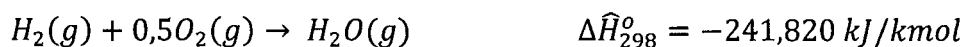
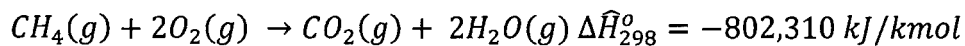


Figura 11.3 Esquema del reformador R-104 (combustión de combustible).

Para realizar el balance de energía de la combustión, se empleó los métodos del capítulo 4 Van Ness [99] partiendo de la evaluación integral del calor sensible de los reactivos y de los productos y del calor estándar de combustión.

Partiendo de las siguientes reacciones de combustión:



$$\Delta\hat{H}_{298}^\circ = -676,220 \text{ kJ/kmol}$$

Ahora se diseña una trayectoria, para fines de cálculo, con el objeto de ir de los reactivos a 272°C (545,15 K) a los productos a 1 150°C (1 423,15 K). Debido a que se dispone de los datos de calor estándar de reacciones a 25°C (298,15 K), la trayectoria más conveniente es una que incluya las reacciones a 25°C. Esto se muestra de forma esquemática en el siguiente diagrama. La línea punteada representa la trayectoria real para la cual el cambio de entalpía es ΔH . Dado que el cambio de entalpía es independiente de la trayectoria:

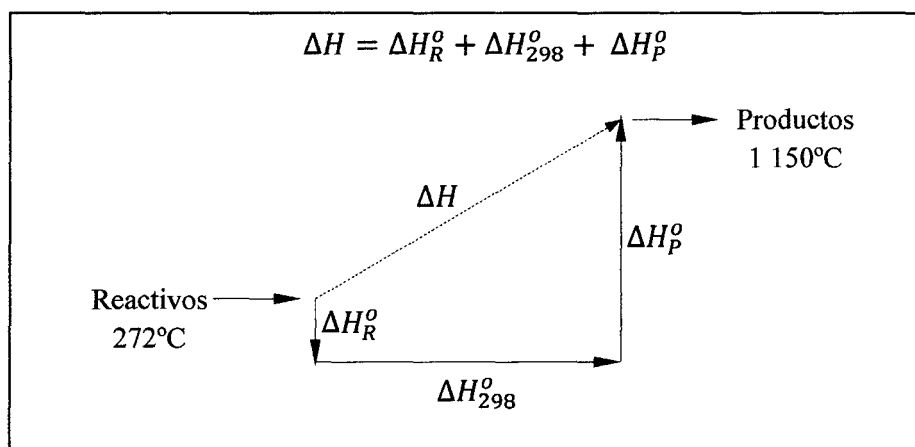


Figura 11.4 Trayectoria de Reacción de Combustión.

Siguiendo el procedimiento del balance de energía del reformador, se considera las siguientes constantes de las capacidades caloríficas de gases en el estado de gas ideal

ESPECIE	A	10^3B	10^6C	10^{-5}D
CH_3OH	2,211	12,216	-3,450	
O_2	3,639	0,506		-0,227
N_2	3,280	0,593		0,040

Tabla 11.6 Valores de las constantes de las capacidades caloríficas [99].

Cálculo de ΔH_R°

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^o (MJ/h)
CH ₄	976,49	42,10	-9 332,82
H ₂ O	1,68	34,45	-13,11
H ₂	3 938,27	28,90	-25 833,72
CO	95,46	29,81	-645,95
CO ₂	89,32	42,80	-867,81
O ₂	4 050,00	30,78	-28 298,56
CH ₃ OH	20,33	55,21	-254,79
N ₂	15 235,00	29,51	-102 062,11
TOTAL			-167 308,86

Tabla 11.7 Valor de ΔH_R^o .Cálculo de ΔH_{298}^o :

Reacción	Flujo (kmol/h)	ΔH_{278}^o (MJ/h)
$CH_4(g) + 2O_2(g) \rightarrow CO_2(g) + 2H_2O(g)$	976,47	-783 444,48
$H_2(g) + 0,5O_2(g) \rightarrow H_2O(g)$	3 938,27	-952 352,45
$2CH_3OH(g) + 3O_2(g) \rightarrow 2CO_2(g) + 4H_2O(g)$	20,33	-6 874,06
TOTAL		-1 742 671,00

Tabla 11.8 Valor de ΔH_{298}^o .Cálculo de ΔH_P^o :

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_P^o (MJ/h)
H ₂ O	5 933,67	39,46	263 422,70
CO	95,46	31,99	3 435,74
CO ₂	1 086,14	50,58	61 803,91
O ₂	97,36	33,43	3 661,76
N ₂	15 235,00	31,59	541 458,13
TOTAL			873 782,23

Tabla 11.9 Valor de ΔH_P^o .Cálculo de ΔH :

$$\Delta H = \Delta H_R^o + \Delta H_{298}^o + \Delta H_P^o$$

Reemplazando los valores obtenidos se obtiene:

$$\Delta H = -167 308,86 - 1 742 671,00 + 873 782,23$$

$$\Delta H = -1 036 197,62 \text{ MJ/h}$$

El valor obtenido cubre todos los requerimientos del balance por lo cual se determina que el flujo de metano, empleado como combustible es 370 kmol/h.

11.1.1.6.COSTO DEL EQUIPO

El costo del reformador está en función de la carga térmica (kJ/s), utilizando la figura 5-27 [98], se determinó el costo del reformador, el cual incluye los recuperadores de calor de los gases de combustión, chimenea, tubos, quemadores y demás equipos auxiliares.

Equipo	Carga Térmica (kJ/s)	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Reformador R-104	287 800	14 000 000	27 457 364	27 458 000

Tabla 11.10 Costo del Reformador R-104

11.1.2. CONVERTIDOR R-203

11.1.2.1.CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	7 460 kPa
Temperatura primaria	:	240 °C
Temperatura secundaria	:	48°C
Flujo molar	:	67 477 kmol/h

Condiciones de Operación:

Presión	:	7 460 kPa
Alimentación primaria	:	0,3 Alimentaciones
Conversión CO	:	67,63%
Conversión CO ₂	:	45,82%

Catalizador:

Composición	:	Cu/ZnO/Al ₂ O ₃
Densidad	:	1 400 kg/m ³

11.1.2.2. BALANCE DE MATERIA

El balance de materia está en función de los datos experimentales de la patente U.S. 4 065 483, bajo estas condiciones de operación, el balance se presenta en la siguiente figura:

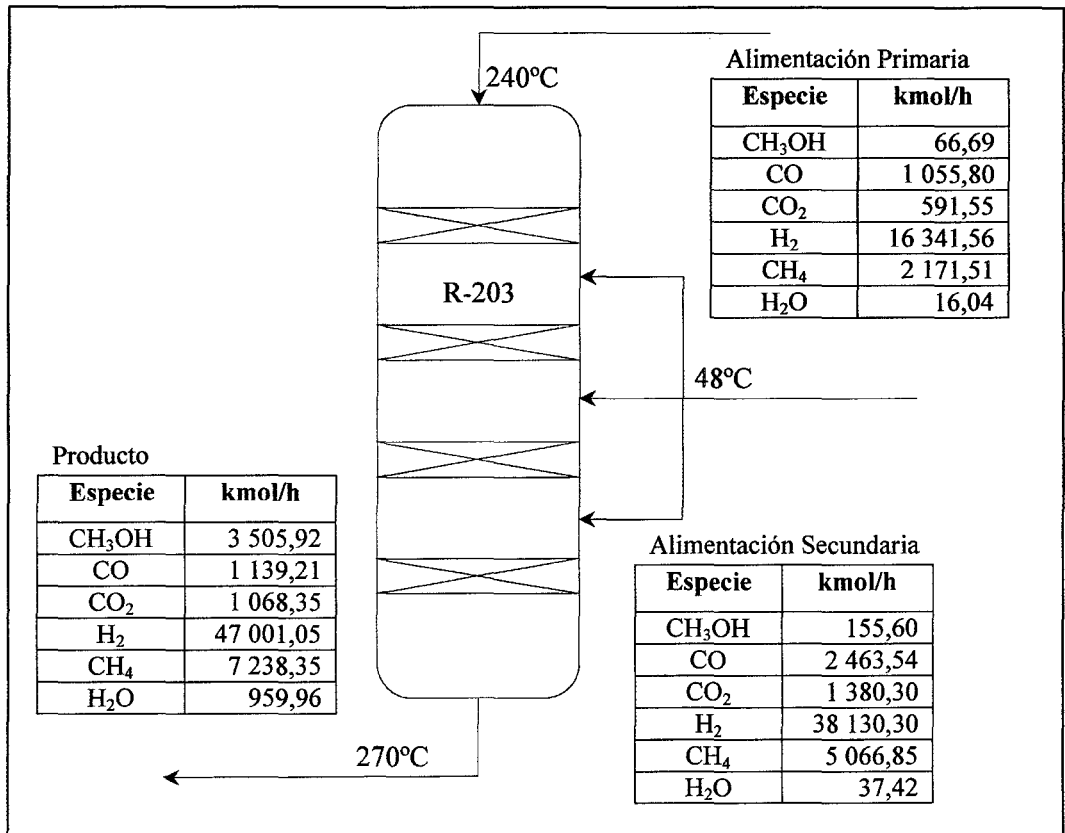


Figura 11.5 Esquema del convertidor R-203 (Balance de materia).

11.1.2.3. CÁLCULO DE LA MASA DE CATALIZADOR

Para este proceso, se empleó la Ecuación Hamad Abdulwahab [1] para determinar la velocidad de reacción:

$$r_{\text{methanol}} = 0,066 \frac{P_{\text{H}_2}^{0,58} \cdot P_{\text{CO}}^{0,78}}{P_{\text{CH}_3\text{OH}}^{0,38} \cdot P_{\text{H}_2\text{O}}^{0,064}} \quad \text{Ec. 11.6}$$

Donde:

P : Presión, MPa,

r_c : Velocidad de reacción, l/kg cat· h,

Para determinar el valor de la integral de la ecuación (11.6) se empleo el método de los trapecios, el cual se resume en la siguiente tabla:

x	r_c	$1/r_c$	Δx	$1/r_c$ media	$1/r_c$ media * Δx
0,0	2,11354	0,47314	0	0,0000	0,0000
0,1	1,89024	0,52903	0,1	0,5011	0,0501
0,2	1,73555	0,57619	0,1	0,5526	0,0553
0,3	1,59542	0,62680	0,1	0,6015	0,0601
0,4	1,45598	0,68682	0,1	0,6568	0,0657
0,5	1,30984	0,76345	0,1	0,7251	0,0725
0,6	1,15075	0,86900	0,1	0,8162	0,0816
0,687	0,99614	1,00387	0,087	0,9364	0,0815
TOTAL					0,4668

Tabla 11.11 Desarrollo de la integral de velocidad de reacción por método de trapecios.

Reemplazando el valor en la Ec. 11.1, se obtiene la masa del catalizador:

$$W_{cat} = F_o \cdot \int_0^x \frac{dx}{-r_A} = 10\,142,7 \text{ l/h} \cdot (0,4668 \text{ kg}_{cat} \cdot \text{h} / \text{l})$$

$$W_{cat} = 4\,735 \text{ kg}$$

11.1.2.4. DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO

Cálculo del volumen del reactor, se determina en función del volumen del catalizador y la porosidad del lecho ($\varepsilon = 0,4$), según la ecuación:

$$V_{lecho} = \frac{W_{cat}}{\varepsilon \cdot \rho_{cat}} \quad \text{Ec. 11.7}$$

$$V_{lecho} = \frac{4\,735}{0,4 \cdot 1\,400} = 8,5 \text{ m}^3$$

El volumen del reactor es equivalente a ocho veces el volumen del lecho:

$$V_{reactor} = 8 \cdot V_{lecho} = 68 \text{ m}^3$$

Las dimensiones del equipo, considerando una relación $L/D = 4$ son:

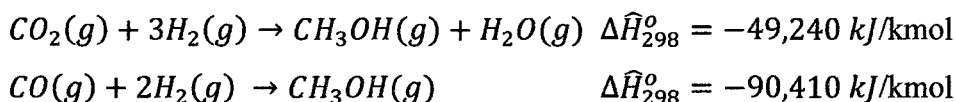
$$D = 2,80 \text{ m}$$

$$L = 11,20 \text{ m}$$

11.1.2.5. BALANCE DE ENERGÍA

Para realizar el balance de energía del convertidor, se empleó los métodos del capítulo 4 Van Ness [99], partiendo de la evaluación integral del calor sensible de los reactivos y de los productos y del calor estándar de las reacciones que ocurren dentro del convertidor.

Partiendo de las siguientes reacciones 9.14 y 9.15 respectivamente:



Ahora diseñamos una trayectoria, para fines de cálculo, con objeto de ir de los reactivos a 240°C (513,15 K) y 44°C (317,15) y determinar la temperatura de salida de los productos, considerando que es una reacción adiabática. Debido a que se dispone de los datos de calor estándar de reacciones a 25°C (298,15 K), la trayectoria más conveniente es una que incluya las reacciones a 25°C. Esto se muestra de forma esquemática en el siguiente diagrama. La línea punteada representa la trayectoria real para la cual el cambio de entalpía es $\Delta H=0$, por tratarse de un proceso adiabático. Dado que el cambio de entalpía es independiente de la trayectoria:

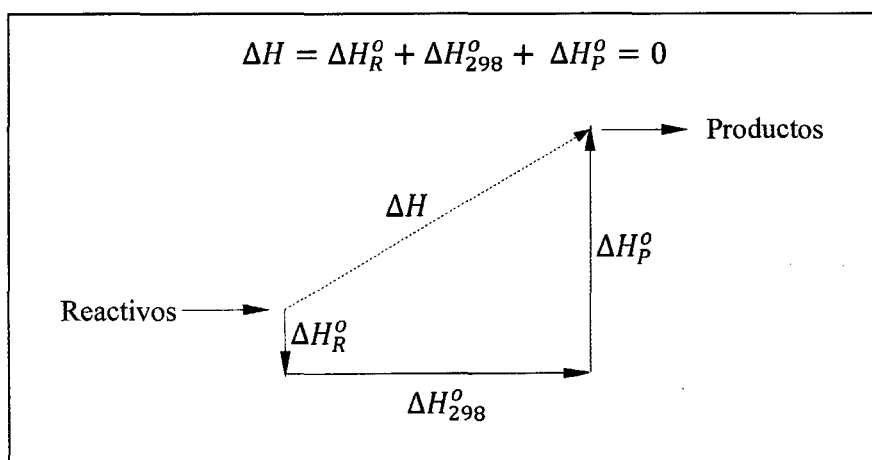


Figura 11.6 Trayectoria de reacción de metanol.

Cálculo de ΔH_R^0 :

Se realiza el cálculo para alimentación primaria de 240°C a 25°C:

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^0 \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^0 (MJ/h)
CH3OH	66,69	54,75	-785,04
CO	1 055,80	29,78	-6 759,55
CO2	591,55	42,61	-7 544,59
H2	16 341,56	28,89	-14 304,13
CH4	2 171,51	41,75	-21 848,72
H2O	16,04	34,40	-36 152,86
TOTAL			-87 394,89

Tabla 11.12 Valor de ΔH_R^0 alimentación primaria.

Se realiza el cálculo para alimentación secundaria de 44°C a 25°C:

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^0 \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^0 (MJ/h)
CH3OH	155,60	46,91	-138,69
CO	2 463,54	29,22	-1 367,72
CO2	1 380,30	37,87	-1 506,41
H2	38 130,30	28,82	-2 874,13
CH4	5 066,85	35,67	-4 380,54
H2O	37,42	33,62	-7 254,66
TOTAL			-17 522,15

Tabla 11.13 Valor de ΔH_R^0 alimentación secundaria.

Cálculo de ΔH_{298}^0 :

Reacción	Flujo (kmol/h)	ΔH_{278}^0 (MJ/h)
$CO(g) + 2H_2(g) \rightarrow CH_3OH(g)$	2 383,08	-215 454,17
$CO_2(g) + 3H_2(g) \rightarrow CH_3OH(g) + H_2O(g)$	904,78	-44 551,22
TOTAL		-260 005,29

Tabla 11.14 Valor de ΔH_{298}^0 .

Cálculo de ΔH_P^0 :

$$\Delta H_P^0 = -\Delta H_R^0 - \Delta H_{298}^0$$

$$\Delta H_P^0 = -364 922,33 \text{ MJ/h}$$

A partir de esta relación se determina por medio de iteración el valor de la temperatura de salida del convertidor, siendo la temperatura aproximada 270°C.

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_P^o (MJ/h)
CH3OH	3 505,92	53,81	35 942,22
CO	1 139,21	29,71	6 448,72
CO2	1 068,35	42,19	42 390,93
H2	47 001,05	28,87	48 839,65
CH4	7 238,35	41,01	91 230,58
H2O	959,96	34,28	140 070,23
TOTAL			364 922,33

Tabla 11.15 Valor de ΔH_P^o .

11.1.2.6. COSTO DEL EQUIPO

El costo del convertidor está en función de las dimensiones, utilizando la figura 5-44 (b) [98] se determinó el costo del referido equipo.

Equipo	Diam. (m)	Altura (m)	Costo 1 988 (\$) M & S =774	Costo 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Convertidor R-203	2,80	11,20	40 000	78 449	79 000

Tabla 11.16 Costo del Convertidor R-203

11.1.3. COLUMNA DE EXTREMOS LIGEROS D-209

11.1.3.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	130 kPa
Temperatura primaria	:	35 °C
Flujo molar	:	4 207 kmol/h
Fracción de vapor	:	0,0018

Condiciones de Operación:

Presión	:	130 kPa
Recuperación de metanol	:	99,985%

11.1.3.2. BALANCE DE MATERIA

El balance de materia está en función de los cálculos experimentales de la patente U.S. 4,210,495 [88], bajo estas condiciones de operación de presión y reflujo, el balance se presenta en el siguiente esquema:

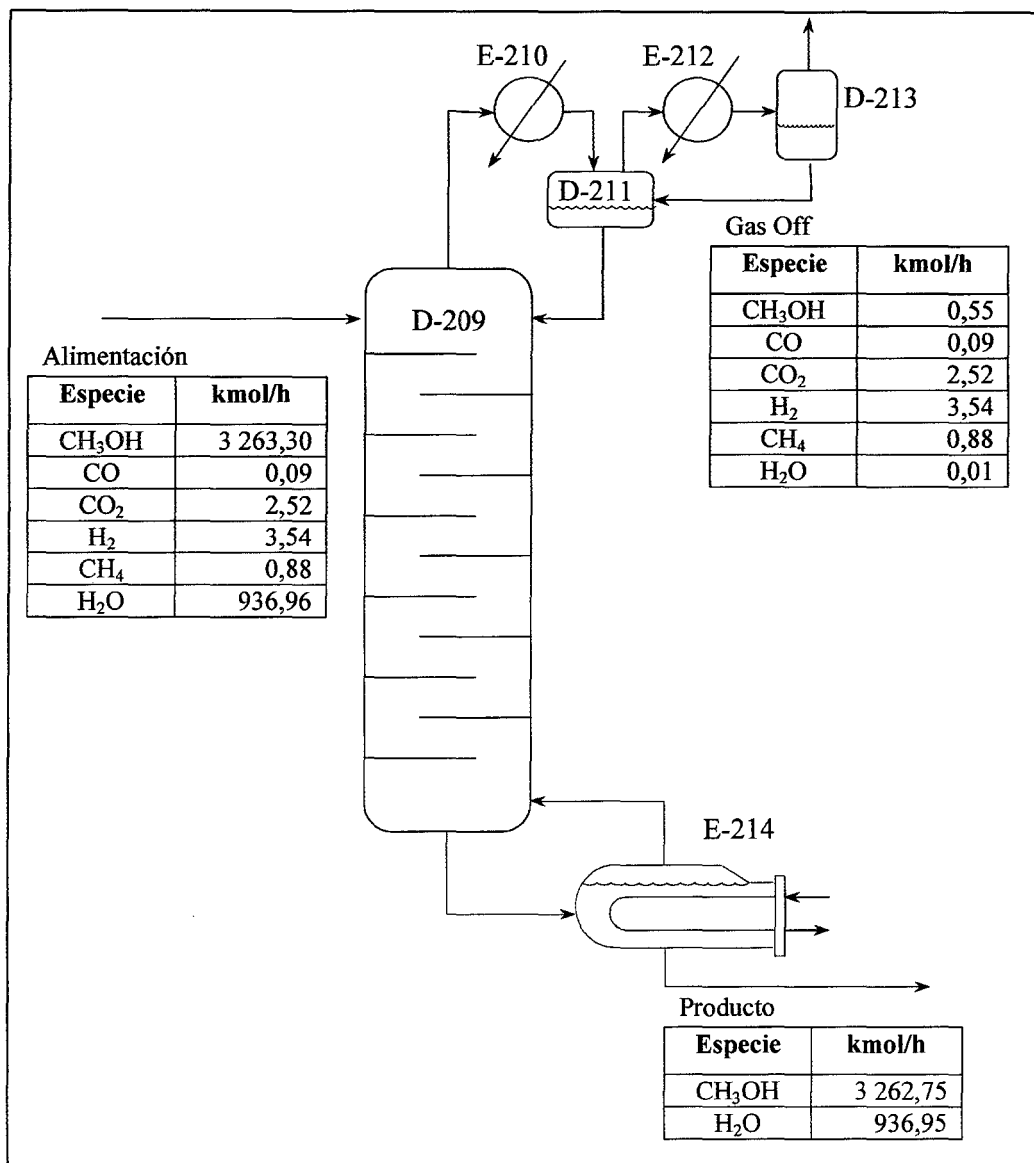


Figura 11.7 Esquema de la columna D-209 (Balance de materia).

11.1.3.3. CÁLCULO DEL NUMERO DE ETAPAS

Para determinar las rectas de operación se empleó las ecuaciones del capítulo 8 Absorción de Gases de Robert Treybal [97]; asimismo, nos basamos en los datos obtenidos del simulador CHEMCAD 6.0.1.

Considerando que la alimentación al ingresar a la columna sufre una separación flash, se obtiene los siguientes valores de las corrientes tal como se muestra en el siguiente esquema:

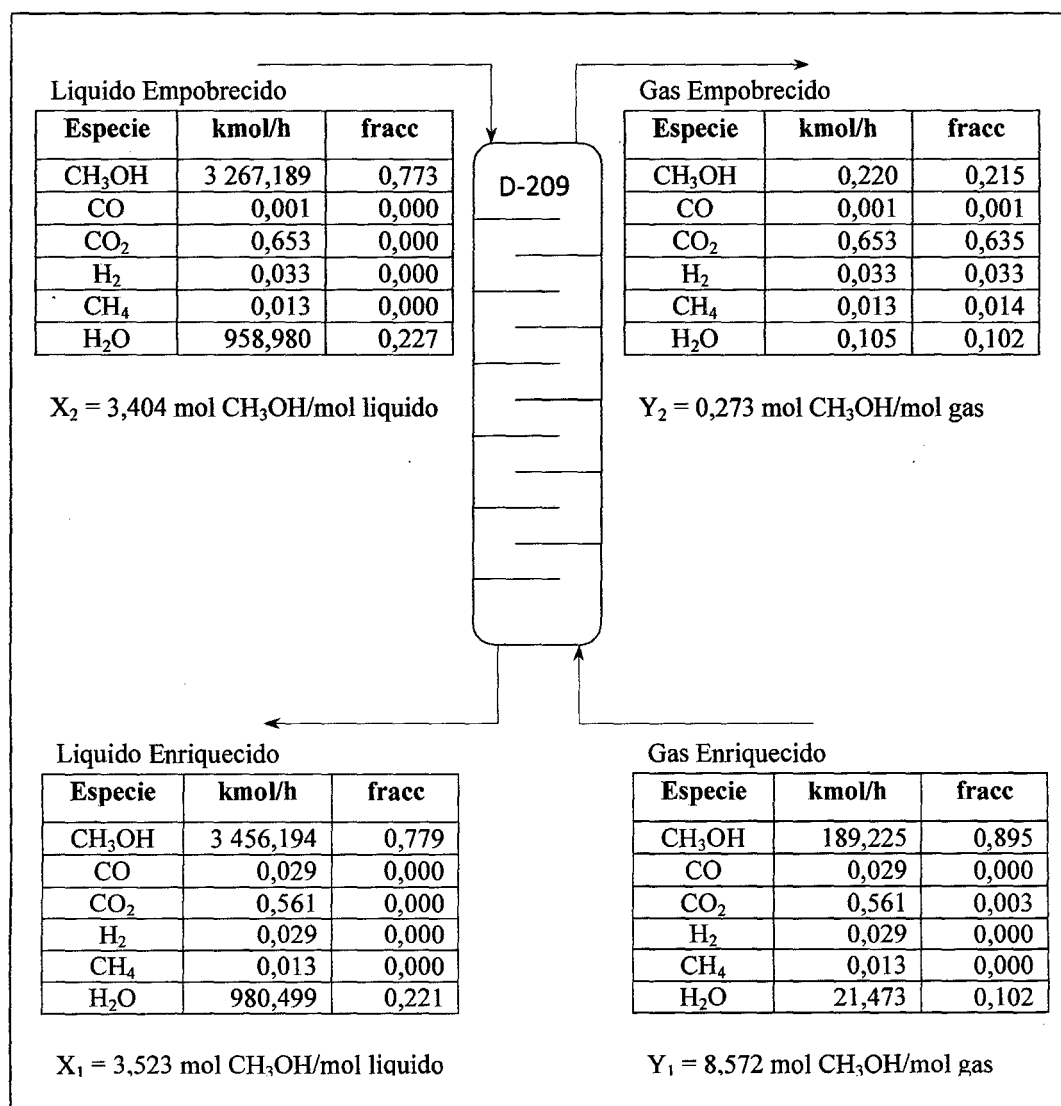


Figura 11.8 Esquema de la columna D-209 (Absorción).

Cálculo de las rectas de operación, se determinaron empleando la ecuación de Raoult modificado, para cada concentración de líquido y gas de cada uno de los puntos (empobrecido y enriquecido) siendo la sustancia absorbida el metanol

$$P_T y_i \phi_i = P_i^{sat} x_i \gamma_i \quad \text{Ec. 11.8}$$

Se determinó la presión de saturación se empleó la ecuación da Antoine:

$$\log_{10}P = A - \frac{B}{T+C} \quad \text{Ec. 11.9}$$

Para P en mmHg y T en °C

Donde las constantes de la ecuación de Antoine para el metanol, extraído de la Tabla B.4 (Felder), son:

$$A = 8,08097$$

$$B = 1\,582,271$$

$$C = 239,726$$

Aplicando las ecuaciones 11.8 y 11.9, para cada uno de los puntos del absorbedor y en función a su temperatura, se obtiene los puntos correspondientes a la curva de equilibrio.

	Temp. (°C)	P ^{sat} (mmHg)	x _i	y _i	Y _i
1 pto (Empobrecido)	70,5	209,66	0,773	0,166	0,199
2 pto (Enriquecido)	74,5	1 110,49	0,779	0,887	7,860

Tabla 11.17 Puntos de la Curva de equilibrio.

Se procede a determinar el número de etapas, empleando el método gráfico en función de las curvas de operación y equilibrio cuyos puntos son los siguientes:

	Curva Operación		Curva Equilibrio	
	X _i	Y _i	X _i	Y _i
1 pto (Empobrecido)	3,404	0,273	3,404	0,199
2 pto (Enriquecido)	3,523	8,572	3,523	7,860

Tabla 11.18 Puntos de la Curva de equilibrio y operación.

Debido a que existe una mínima diferencia entre las concentraciones líquidas de la zona enriquecimiento y empobrecimiento, la curvas de equilibrio y operación se trazaron como rectas. En la figura 11.9 se muestra el trazado de las etapas empleando el método gráfico, vía analítica empleando la hoja de cálculo Excel:

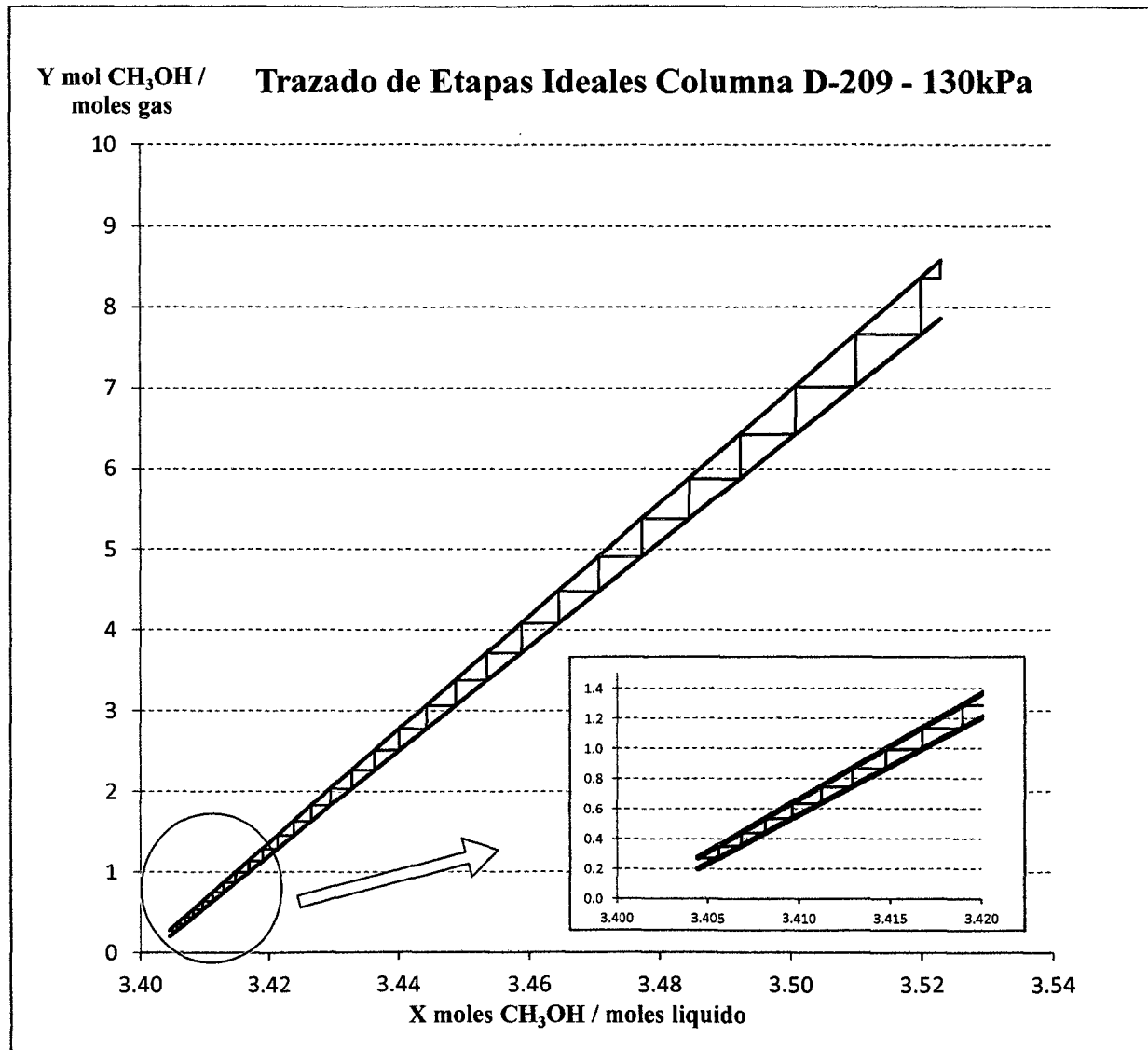


Figura 11.9 Numero de Etapas de la columna D-209.

A partir de la gráfica 11.9, se determinó que la columna D-209 presenta 29 etapas ideales, siendo las concentraciones del metanol para cada una de las etapas:

Etapa	X_n	Y_{n+1}	x_n	y_{n+1}
1	3,5305	9,1164	0,7793	0,9012
2	3,5198	8,3626	0,7788	0,8932
3	3,5099	7,6668	0,7783	0,8846
4	3,5007	7,0244	0,7778	0,8754
5	3,4922	6,4314	0,7774	0,8654
6	3,4844	5,8840	0,7770	0,8547
7	3,4772	5,3787	0,7766	0,8432
8	3,4706	4,9121	0,7763	0,8309
9	3,4644	4,4815	0,7760	0,8176
10	3,4588	4,0839	0,7757	0,8033
11	3,4535	3,7169	0,7755	0,7880
12	3,4487	3,3782	0,7752	0,7716
13	3,4443	3,0654	0,7750	0,7540
14	3,4401	2,7767	0,7748	0,7352
15	3,4363	2,5102	0,7746	0,7151
16	3,4328	2,2641	0,7744	0,6936
17	3,4296	2,0370	0,7742	0,6707
18	3,4266	1,8273	0,7741	0,6463
19	3,4238	1,6337	0,7740	0,6203
20	3,4213	1,4551	0,7738	0,5927
21	3,4189	1,2901	0,7737	0,5633
22	3,4168	1,1378	0,7736	0,5322
23	3,4148	0,9973	0,7735	0,4993
24	3,4129	0,8675	0,7734	0,4645
25	3,4112	0,7477	0,7733	0,4278
26	3,4096	0,6371	0,7732	0,3892
27	3,4082	0,5350	0,7731	0,3486
28	3,4068	0,4408	0,7731	0,3059
29	3,4056	0,3538	0,7730	0,2613
REB.	3,4045	0,2735	0,7730	0,2148

Tabla 11.19 Concentración de metanol de cada etapa ideal de la Columna D-209.

A partir de la figura 6.24 Treybal [97], con las propiedades obtenidas del simulador CHEMCAD 6.0.1 se determinó que la eficiencia de la torre es de 45%, con lo cual el número de platos reales es $29/0.45 = 65$.

11.1.3.4. CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA TORRE

Para obtener las dimensiones de la torre se aplicó las ecuaciones descritas en el capítulo 6 de Robert Treybal [97].

Cálculo del diámetro de la torre (T), se evaluó solo el fondo de la torre, debido a que es ahí donde pasa la mayor cantidad de masa, para lo cual se elaboró el siguiente teniendo en cuenta las secuencias de cálculo.

	Fondo
Condiciones de Operación	
Temperatura (°C)	74,5
Flujo vapor (kmol/h)	211,3
Flujo de vapor, Q (m ³ /s)	1,278
Flujo líquido (kmol/h)	4 437,3
Flujo del líquido, q (m ³ /s)	0,045
Propiedades fase líquida	
Densidad, ρ_L (kg/m ³)	798,05
Tensión superficial, σ (N/m)	0,024
Propiedades fase vapor	
Densidad, ρ_G (kg/m ³)	1,407
Viscosidad, μ (Pa*s)	$1,14 \times 10^{-5}$
Consideraciones de diseño	
Espaciamiento de la torre, t (m)	0,5
Diámetro de orificio, d_o (mm)	4,5
Distancia entre orificios, p' (mm)	12
Longitud del derramadero, W (m)	0,7 T
Porcentaje del área de la torre utilizada por el vertedero (%)	8,808
Cálculo de la velocidad de inundación, V_f (m/s) (Ec.11.10)	
Para:	
$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 > 0,1$	0,128
$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} < 0,1$ considerar 0,1	0,833
Parámetros:	
$\alpha = 0,0744t + 0,01173$	0,04893
$\beta = 0,0304t + 0,015$	0,03020

$$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \quad 0,082$$

Donde:

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (\text{m/s}) \quad 1,958$$

Cálculo del área neta, A_n (m^2) (Ec. 11.11)

$$A_n = \frac{Q}{0,8V_f} \quad 0,816$$

Cálculo del área total A_t (m^2) (Ec. 11.12)

$$A_t = \frac{A_n}{(1-0,088)} \quad 0,895$$

Cálculo del diámetro de la torre, T (m) (Ec. 11.13)

$$T = \left(\frac{4A_t}{\pi} \right)^{0,5} \quad 1,067$$

T redondeado (m) 1,10

Cálculo longitud del derramadero, W (m)

$$W = 0,7 T \quad 0,77$$

Tabla 11.20 Secuencia de cálculo del diámetro de la columna D-209.

De acuerdo a los cálculos realizados, se determino que el diámetro de la torre es 1,1m, con un espaciamiento entre platos de 0,6m.

11.1.3.5.COSTO DEL EQUIPO

El costo de la columna D-209 equivale a la suma del valor del recipiente de proceso y los platos, dichos valores se obtuvieron a partir de las figuras 5-44 y 5-48 de Gael Ulrich [98] respectivamente, para una columna de 1,1 m de diámetro, 39 m de altura y 65 platos reales.

Equipo	\varnothing (m)	Altura (m)	Numero	Costo 1 988 (\$) M & S =774	Costo 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2 011(\$)
Columna	1,1	39	1	85 000	166 705	167 000
Platos	1,1	-	65	300	588	600

Tabla 11.21 Costo columna D-209.

11.1.4. COLUMNA DESTILACIÓN D-216

11.1.4.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	250 kPa
Temperatura	:	74,5 °C
Flujo molar	:	4 199,07 kmol/h
Fracción molar CH ₃ OH	:	0,7769
Fracción molar agua	:	0,2231

Condiciones de Operación:

Presión	:	250 kPa
Fracción molar metanol tope	:	0,9985
Fracción molar metanol fondo	:	0,0010

11.1.4.2. BALANCE DE MATERIA

El balance de materia está en función de los cálculos experimentales de la patente U.S. 4,210,495 [88], bajo estas condiciones de operación y empleando el simulador CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de caculo Excel, el balance se presenta en el siguiente esquema:

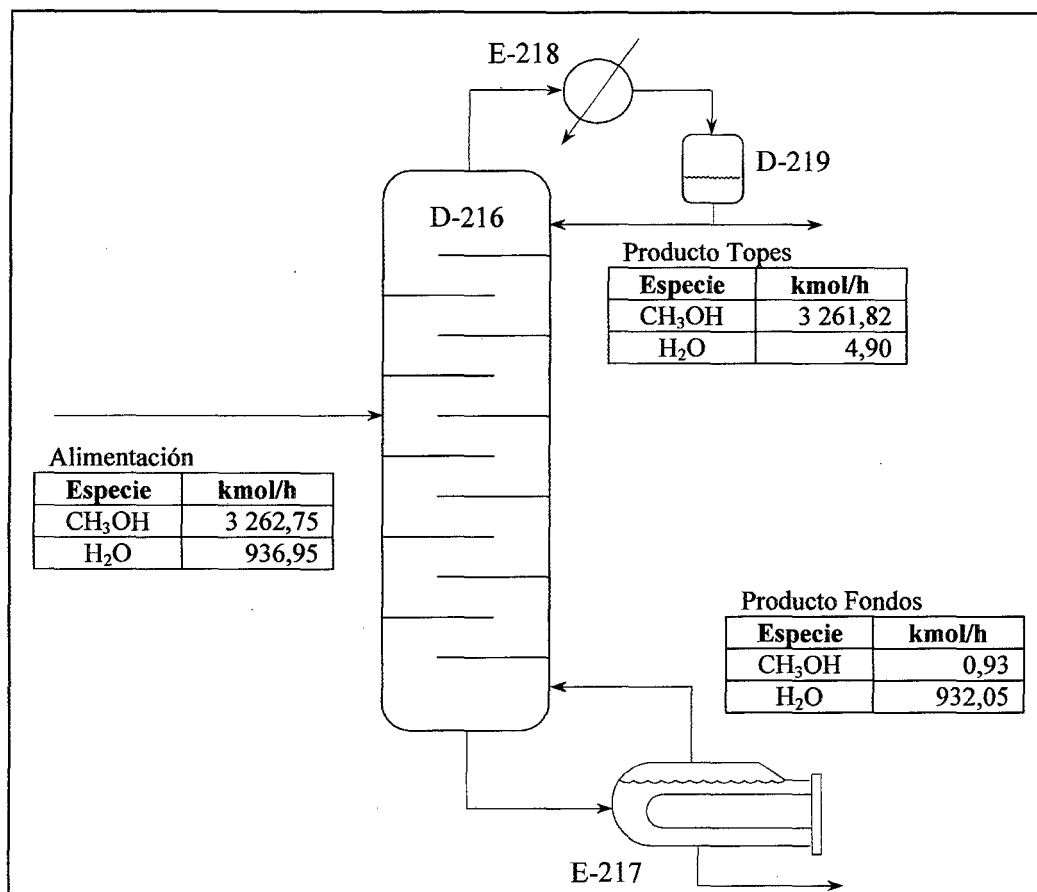


Figura 11.10 Esquema de la columna D-216 (balance de materia).

11.1.4.3. DETERMINACIÓN DE LA CURVA DE EQUILIBRIO

La tabulación de la curva de equilibrio se ha obtenido utilizando el Software de Ingeniería CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de cálculo Excel bajo las condiciones de operación, utilizando el modelo termodinámico NRTL, en función de las ecuaciones 14.1 y 14.6. del Van Ness [99].

$$P_T y_i \Phi_i = P_i^{sat} x_i \gamma_i \quad \text{Ec. 11.14}$$

Donde:

Φ_i : Relación de coeficientes de fugacidad de la especie i

y_i : Fracción molar de la especie i , en la fase vapor

P : Presión del sistema

γ_i : Coeficiente de actividad de la especie i, en solución

x_i : Fracción molar de la especie i, en la fase líquida

P_i^{sat} : Presión de saturación de la especie i.

Para obtener los datos con la finalidad de trazar la curva de equilibrio metanol – agua a 250kPa, partimos de la ecuación 11.14 para diferentes concentraciones de metanol:

$$x_i = \frac{y_i \Phi_i P}{\gamma_i P_i^{sat}}$$

Siendo $\sum_i x_i = 1$

Se obtiene la ecuación: $1 = \sum_i \frac{y_i \Phi_i P}{\gamma_i P_i^{sat}}$

Donde:

$$\Phi_i = \Phi(T, P, y_1, y_2)$$

$$\gamma_i = \gamma(T, x_1, x_2)$$

$$P_i^{sat} = f(T)$$

Obteniendo la siguiente tabla de datos para la mezcla metanol – agua, siendo la especie 1 el metanol y la especie 2 agua:

Nº	T(°C)	P_1^{sat}	P_2^{sat}	x_1	y_1	Φ_1	Φ_2	γ_1	γ_2
1	127,465		245,75	0,000	0,000	2,023	1,000	0,976	0,983
2	124,367	663,29	223,99	0,020	0,107	1,962	1,000	0,975	0,983
3	121,668	618,50	206,05	0,040	0,193	1,904	1,001	0,974	0,982
4	119,303	581,65	191,42	0,060	0,265	1,848	1,003	0,974	0,982
5	117,218	550,08	179,17	0,080	0,325	1,794	1,006	0,973	0,982
6	115,367	523,48	168,94	0,100	0,375	1,743	1,009	0,973	0,982
7	113,715	500,20	160,00	0,120	0,418	1,694	1,013	0,972	0,981
8	112,231	480,29	152,54	0,140	0,456	1,648	1,017	0,972	0,981
9	110,891	462,48	146,00	0,160	0,489	1,604	1,022	0,971	0,981
10	109,674	446,99	140,22	0,180	0,518	1,563	1,028	0,971	0,981
11	108,563	433,29	135,05	0,200	0,544	1,524	1,035	0,971	0,981
12	107,543	420,77	130,53	0,220	0,567	1,488	1,042	0,971	0,981
13	106,603	409,35	126,42	0,240	0,589	1,453	1,050	0,970	0,981
14	105,732	399,38	122,78	0,260	0,608	1,420	1,058	0,970	0,981
15	104,922	389,98	119,43	0,280	0,626	1,390	1,067	0,970	0,981
16	104,165	381,55	116,21	0,300	0,642	1,361	1,077	0,970	0,980
17	103,454	373,31	113,41	0,320	0,658	1,334	1,087	0,969	0,980

18	102,785	366,21	110,90	0,340	0,672	1,308	1,097	0,969	0,980
19	102,152	359,47	108,42	0,360	0,686	1,284	1,109	0,969	0,980
20	101,551	353,00	106,18	0,380	0,699	1,262	1,121	0,969	0,980
21	100,978	347,31	104,12	0,400	0,711	1,240	1,133	0,969	0,980
22	100,431	341,47	102,06	0,420	0,723	1,221	1,147	0,969	0,980
23	99,907	335,93	100,26	0,440	0,734	1,202	1,160	0,968	0,980
24	99,404	330,77	98,44	0,460	0,745	1,185	1,175	0,968	0,980
25	98,918	326,16	96,76	0,480	0,756	1,168	1,190	0,968	0,980
26	98,449	321,50	95,20	0,500	0,766	1,153	1,205	0,968	0,980
27	97,994	317,03	93,68	0,520	0,776	1,139	1,221	0,968	0,980
28	97,553	312,99	92,19	0,540	0,786	1,125	1,238	0,968	0,980
29	97,123	308,80	90,74	0,560	0,795	1,113	1,256	0,968	0,980
30	96,704	304,67	89,38	0,580	0,805	1,101	1,274	0,967	0,980
31	96,296	300,94	88,12	0,600	0,814	1,090	1,292	0,967	0,980
32	95,896	297,27	86,86	0,620	0,823	1,080	1,311	0,967	0,980
33	95,504	293,63	85,63	0,640	0,833	1,071	1,331	0,967	0,980
34	95,120	290,01	84,41	0,660	0,842	1,063	1,352	0,967	0,980
35	94,743	286,66	83,27	0,680	0,851	1,055	1,373	0,967	0,980
36	94,372	283,58	82,13	0,700	0,860	1,047	1,395	0,967	0,980
37	94,006	280,20	81,07	0,720	0,869	1,041	1,417	0,967	0,980
38	93,647	277,05	80,00	0,740	0,878	1,035	1,440	0,967	0,980
39	93,292	273,84	78,95	0,760	0,887	1,029	1,464	0,966	0,980
40	92,942	270,86	77,96	0,780	0,896	1,024	1,488	0,966	0,980
41	92,596	267,82	76,89	0,800	0,905	1,020	1,513	0,966	0,979
42	92,255	264,97	75,92	0,820	0,914	1,016	1,539	0,966	0,979
43	91,917	262,30	74,94	0,840	0,923	1,012	1,566	0,966	0,979
44	91,583	259,54	74,02	0,860	0,933	1,009	1,593	0,966	0,979
45	91,253	256,69	73,12	0,880	0,942	1,007	1,621	0,966	0,979
46	90,926	254,00	72,25	0,900	0,951	1,005	1,649	0,966	0,979
47	90,602	251,47	71,36	0,920	0,961	1,003	1,679	0,966	0,979
48	90,282	248,83	70,51	0,940	0,970	1,002	1,709	0,966	0,979
49	89,965	246,08	69,70	0,960	0,980	1,001	1,739	0,965	0,979
50	89,650	243,72	68,82	0,980	0,990	1,000	1,771	0,965	0,979
51	89,339	241,25		1,000	1,000	1,000	1,803	0,965	0,979

Tabla 11.22 Datos tabulados para la curva de equilibrio metanol-agua a 250 kPa.

A continuación se presenta la curva de equilibrio metanol-agua figura 11.11.

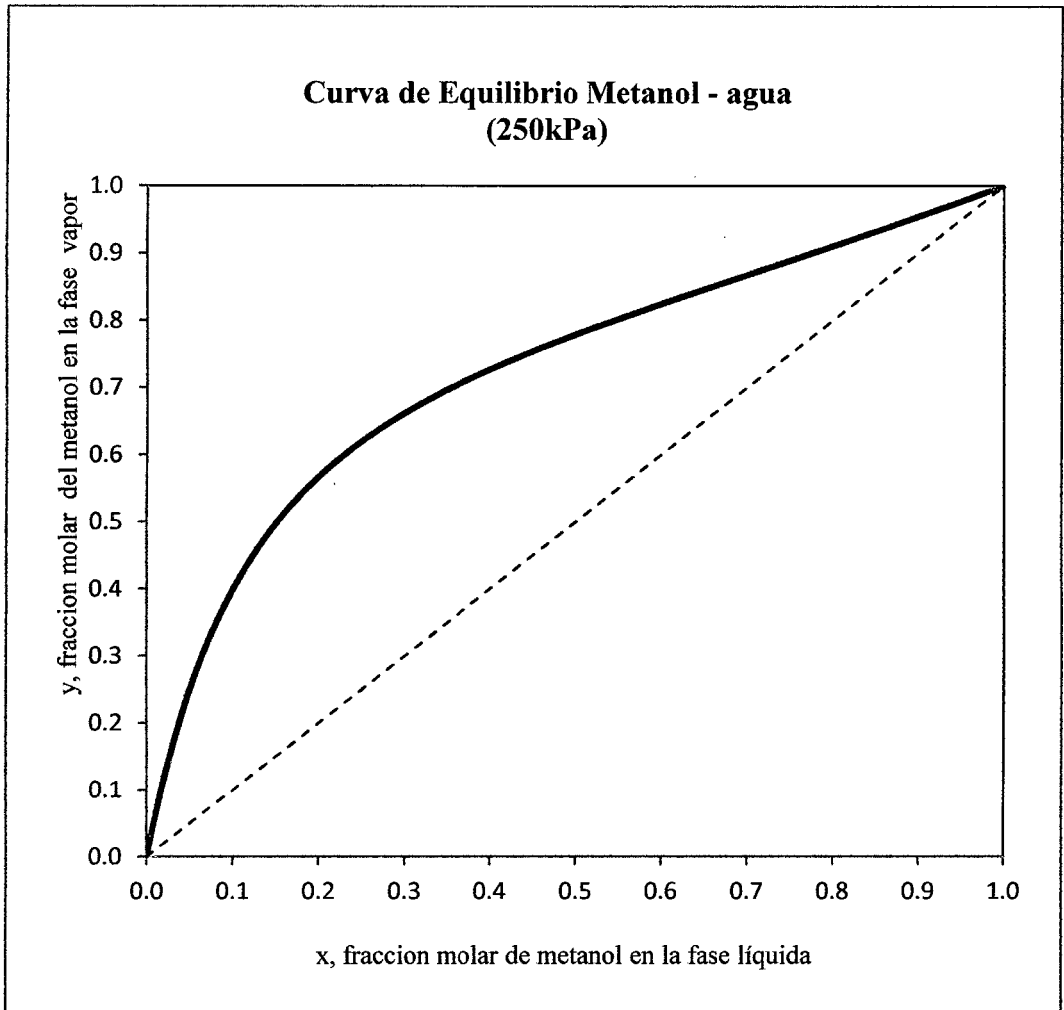


Figura 11.11 Curva de Equilibrio Metanol-agua a 250kPa.

11.1.4.4. CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO

Para determinar el valor del reflujo mínimo (R_{\min}) se aplicó la ecuación 9.134 Treybal [97], según:

$$\frac{1}{(\alpha-1)} \left[\frac{x_D}{x_F} - \frac{\alpha(1-x_D)}{1-x_F} \right] \quad \text{Ec. 11.15}$$

Reemplazando los valores se obtuvo un valor de $R_{\min} = 0,9168$, para el proceso de destilación se emplea el reflujo de $R = 1,25 R_{\min} = 1,146$.

11.1.4.5. CÁLCULO DE LAS RECTAS DE OPERACIÓN

Para determinar las rectas de operación es necesario realizar primero el balance de materia en la zona de enriquecimiento y empobrecimiento de la torre,

Datos:

$$F = 4\,199,70 \text{ kmol/h,}$$

$$z = 0,7769, x_D = 0,9985, x_W = 0,0010$$

Balance global

$$F = D + W \quad \text{Ec 11.16}$$

Balance por componente

$$Fz = Dx_D + Wx_W \quad \text{Ec.11.17}$$

De las ecuaciones 11.16 y 11.17 se determinó el valor de D:

$$D = \frac{F(x_W - z)}{(x_W - x_D)}$$

Siendo los valores de las corrientes D y W:

$$D = 3\,266,72 \text{ kmol/h}$$

$$W = 932,98 \text{ kmol/h}$$

Continuando con el balance de las corrientes internas:

$$L_o = D * R = 3\,743,50 \text{ kmol/h}$$

$$G = F + L_o - W = 7\,010,21 \text{ kmol/h}$$

Cálculo de la recta de operación sección de enriquecimiento:

$$y_{n+1} = \frac{L_o}{G} x_n + \frac{D}{G} x_D$$

$$y_{n+1} = 0,53400x_n + 0,46529x_D$$

Cálculo de la recta de operación sección de agotamiento:

$$y_{n+1} = \frac{L_o + F}{G} x_n - \frac{W}{G} x_W$$

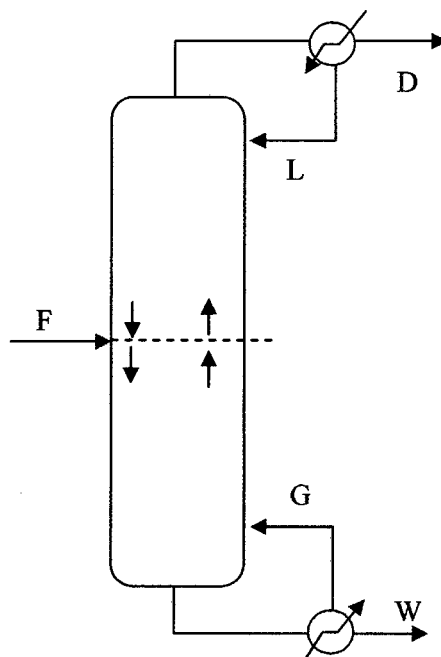


Figura 11.12 corrientes de la columna

$$y_{n+1} = 1,13309x_n - 0,00013x_w$$

11.1.4.6. CÁLCULO DEL NUMERO DE ETAPAS

Para determinar el número de etapas ideales se empleó el método gráfico, empleando la hoja de cálculo Excel para una mayor precisión en los resultados, los cuales se muestran en la siguiente tabla:

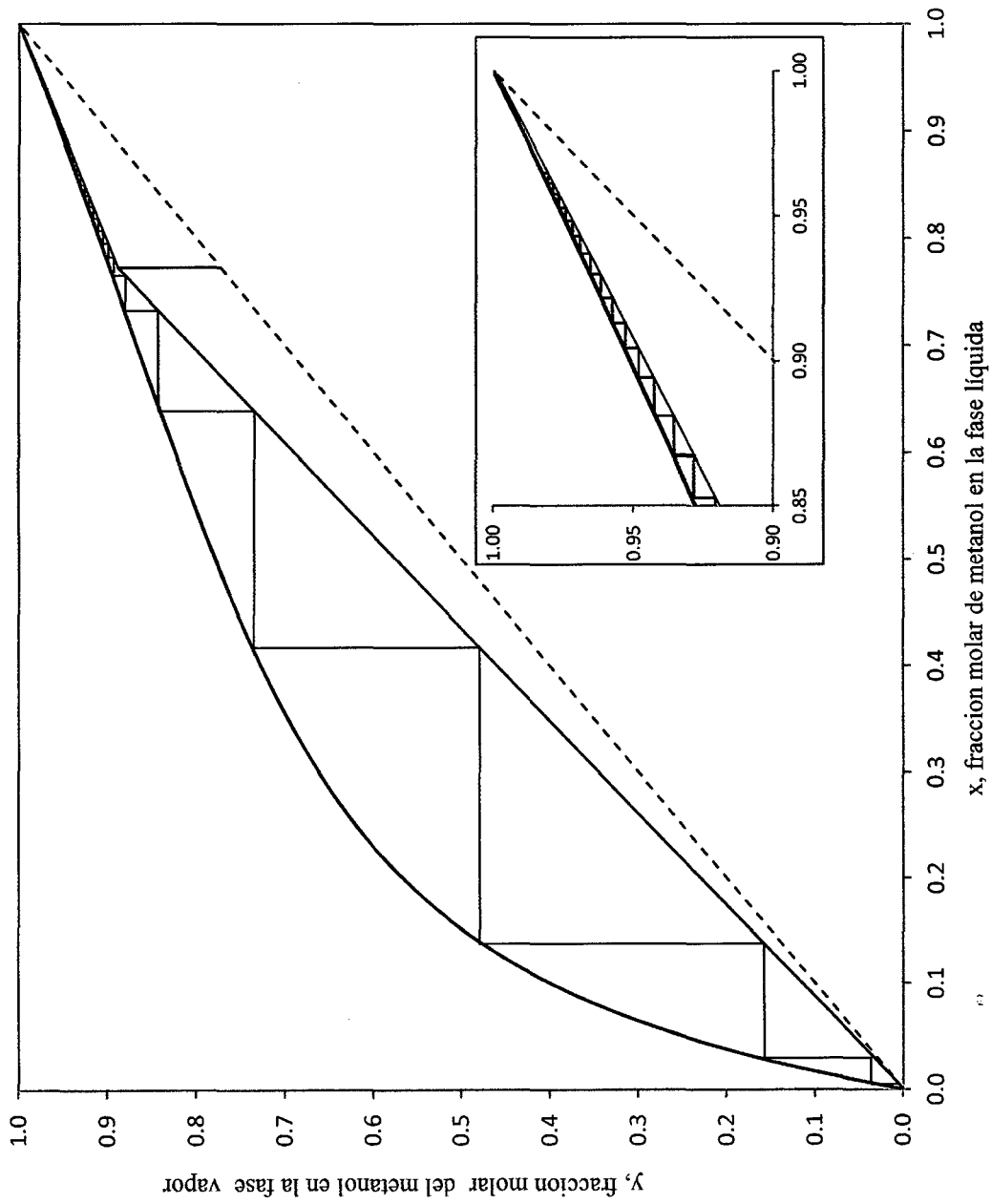
# Etapa	x_n	y_{n+1}	# Etapa	x_n	y_{n+1}
1	0,9982	0,9990	21	0,9262	0,9638
2	0,9968	0,9983	22	0,9183	0,9599
3	0,9952	0,9976	23	0,9065	0,9557
4	0,9936	0,9968	24	0,8941	0,9494
5	0,9918	0,9959	25	0,8811	0,9428
6	0,9898	0,9949	26	0,8674	0,9358
7	0,9877	0,9939	27	0,8528	0,9285
8	0,9853	0,9927	28	0,8370	0,9207
9	0,9828	0,9915	29	0,8195	0,9123
10	0,9800	0,9901	30	0,7997	0,9029
11	0,9769	0,9886	31	0,7765	0,8924
12	0,9736	0,9870	32	0,7485	0,8800
13	0,9700	0,9852	33	0,6736	0,8480
14	0,9660	0,9833	34	0,4935	0,7631
15	0,9617	0,9812	35	0,2106	0,5590
16	0,9570	0,9789	36	0,0535	0,2385
17	0,9519	0,9763	37	0,0106	0,0605
18	0,9463	0,9736	38	0,0010	0,0119
19	0,9402	0,9706	Rehervidor	0,0010	0,0010
20	0,9335	0,9674			

Tabla 11.23 Concentración de metanol en las etapas de la columna D-216.

De acuerdo al método gráfico la columna consta de 38 etapas ideales, en la figura 11.13 se muestra el trazado de las etapas.

Empleando la figura 6.25 del Treybal [97], con las propiedades obtenidas del simulador CHEMCAD 6.0.1. se obtuvo que la eficiencia de la torre es de aprox. 65%, con lo cual se obtiene el número de los platos reales para la torre de $38/0,65 = 59$ etapas reales.

Curva de Equilibrio Metanol - Agua 250kPa



x , fraccion molar de metanol en la fase liquida

Figura 11.13 Número de Etapas Columna D-216

11.1.4.7. BALANCE DE ENERGÍA

El balance de energía de la torre comprende las transferencias de calor que ocurren tanto en el hervidor y el condensador de la torre, siendo necesario obtener los valores de calor latente en ambos puntos, para esto es necesario determinar la temperatura en estos puntos, para esto se utilizó la ecuación 10.10 del Van Ness [99] :

$$k_i = \frac{y_i}{x_i} \quad \text{Ec. 11.18}$$

Derivando de la ecuación para el punto de rocío y burbuja se obtiene:

$$\sum_i y_i = \sum_i x_i k_i = 1$$

$$\sum_i x_i = \sum_i \frac{y_i}{k_i} = 1$$

Donde:

$$k_i = \left(\frac{P_{c_i}}{P}\right) * \exp \left[5,37 * (1 + \omega_i) * \left(1 - \frac{T_{c_i}}{T}\right) \right] \quad \text{Ec. 11.19}$$

ω_i : Factor acéntrico de la especie i

P_{c_i} : Presión crítica especie i, kPa

P : Presión del sistema, 250 kPa

T_{c_i} : Temperatura crítica especie i, K

T : Temperatura del sistema

Cálculo de la temperatura de topes, se utilizó la ecuación 11.18, empleando la hoja de cálculo Excel y de forma iterativa se obtuvo el valor de la temperatura hasta hacer coincidir el valor de la sumatoria de y_i/k_i sea igual a 1.

Para un valor de $T = 89,5 \text{ }^\circ\text{C}$ (362,65 K).

ESPECIE	x_i	T_{c_i} (K)	P_{c_i} (kPa)	ω_i	k_i	y_i/k_i
METANOL	0,9985	512,6	8 097	0,5640	1,0034	0,9951
AGUA	0,0015	647,1	22 055	0,3450	0,3050	0,0049
						1,0000

Tabla 11.24 Cálculo de la temperatura de los topes de la columna D-216.

Cálculo de la temperatura de fondos, se emplea la ecuación 11.18, empelando la hoja de cálculo Excel y de forma iterativa se obtuvo el valor de la temperatura hasta hacer coincidir el valor de la sumatoria $x_i * k_i$ sea igual a 1

Para un valor de $T = 126,1^\circ\text{C}$ (399,25 K)

ESPECIE	x_i	T_{c_i} (K)	P_{c_i} (kPa)	ω_i	k_i	$x_i * k_i$
METANOL	0,001	512,6	8 097	0,5640	2,9894	0,0030
AGUA	0,999	647,1	22 055	0,3450	0,9980	0,9970
						1,0000

Tabla 11.25 Cálculo de la temperatura de los fondos de la columna D-216.

Cálculo de la energía del condensador E-218 y hervidor E-217, el cual se obtiene multiplicando los calores latentes de cada corriente con su flujo molar, de acuerdo al siguiente cuadro, el calor latente es obtenido del simulador CHEMCAD 6.0.1.

	Hervidor E-217	Condensador E-218
Temperatura ($^\circ\text{C}$)	126,1	89,5
Fracción metanol x_i	0,001	0,9985
Calor latente (kJ/kmol)	39 450	33 350
Flujo molar (kmol/h)	7 010,21	7 010,21
Energía (MJ/h)	276 552,96	233 790,65

Tabla 11.26 Cálculo del consumo de energía de la columna D-216.

11.1.4.8. CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA COLUMNA

Para obtener las dimensiones de la torre se aplicó las ecuaciones descritas en el capítulo 6 del Robert Treybal [97], se empleo la hoja de caculo Excel para desarrollar las ecuaciones; y el simulador CHEMCAD 6.0.1, para obtener el valor de las propiedades físicas para cada una de las corrientes,

Cálculo del diámetro de la torre (T), se evaluó dos puntos en la torre, en el tope y en el fondo, para lo cual se ha realizado la siguiente tabla siguiendo las secuencias de cálculo:

	Fondo	Tope
Condiciones de Operación		
Temperatura (°C)	126,1	89,5
Flujo vapor (kmol/h)	7 010,21	7 010,21
Flujo de vapor, Q (m ³ /s)	25,490	22,633
Flujo líquido (kmol/h)	7 943,20	3 743,50
Flujo del líquido, q (m ³ /s)	0,043	0,046
Propiedades fase líquida		
Densidad, ρ_L (kg/m ³)	935,86	722,51
Tensión superficial, σ (N/m)	0,0532	0,0166
Propiedades fase vapor		
Densidad, ρ_G (kg/m ³)	1,377	2,755
Viscosidad, μ (Pa*s)	0,21 x10 ⁻⁵	1,19x10 ⁻⁵
Consideraciones de diseño		
Espaciamiento de la torre, t (m)	1,0	1,0
Diámetro de orificio, d _o (mm)	4,5	4,5
Distancia entre orificios, p' (mm)	12	12
Longitud del derramadero, W (m)	0,7 T	0,7 T
Porcentaje del área de la torre utilizada por el vertedero (%)	8,808	8,808
Cálculo de la velocidad de inundación, V_f (m/s)		
Para:		
$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 > 0,1$	0,128	0,128
$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} < 0,1$ considerar 0,1	0,043	0,0330
Parámetros:		
$\alpha = 0,0744t + 0,01173$	0,0861	0,0861
$\beta = 0,0304t + 0,015$	0,0319	0,0319
$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{\left(\frac{L'}{G'}\right) \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02}\right)^{0,2}$	0,198	0,157
Donde:		
$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{0,5}$	5,162	2,538

Cálculo del área neta, A_n (m^2)		
$A_n = \frac{Q}{0,8V_f}$	6,172	11,148
Cálculo del área total A_t (m^2)		
$A_t = \frac{A_n}{(1-0,088)}$	6,768	12,225
Cálculo del diámetro de la torre, T (m)		
$T = \left(\frac{4A_t}{\pi}\right)^{0,5}$	2,936	3,945
T redondeado (m)	3,0	4,0
Cálculo longitud del derramadero, W (m)		
$W=0,7 T$	2,3	2,8
Restricciones de diseño		
$\frac{q}{w} < 0,032 \frac{m^3}{m*s}$	0,21	0,016
$\frac{q}{T} < 0,015 \frac{m^3}{m*s}$	0,014	0,012

Tabla 11.27 Cálculo del diámetro de la columna D-216.

De acuerdo a los cálculos realizados en el fondo y tope de la columna, se determinó que el diámetro de la torre es 4,0m, con un espaciamiento entre platos de 1,0 m, esto debido a la gran cantidad de vapor que circula por la torre, de haber considerado una distancia menor el diámetro se hubiera incrementado de manera significativa.

Cálculo de la altura de la torre, el cual está dado por el número de etapas multiplicado por la distancia entre etapas, se obtiene una altura de 59 m.

11.1.4.9.COSTO DE LA COLUMNA

El costo de la columna de destilación comprende el costo del recipiente de proceso y el costo de los platos, los cuales se obtuvieron a partir de las figuras 5-44 y 5-48 de Gael Ulrich [98], para una columna de 4 m de diámetro, 59 m de altura y 49 platos reales.

Equipo	\emptyset (m)	Altura (m)	Numero	Costo 1 988 (\$) M & S =774	Costo 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2 011(\$)
Columna	4	59	1	250 000	490 310	491 000
Platos	4	-	59	1 250	2 452	2 500

Tabla 11.28 Costo de la columna D-216.

11.1.5. REACTOR FORMALDEHÍDO R-405

11.1.5.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	230 kPa
Temperatura	:	160 °C
Flujo molar	:	3 533 kmol/h
Fracción de vapor	:	1

Condiciones de Operación:

Presión	:	230 kPa
Relación O ₂ /CH ₃ OH	:	1
Conversión	:	98%
Temperatura entrada	:	160°C
Temperatura salida	:	360°C

Catalizador:

Composición	:	Fe ₂ (MoO ₄) ₃ /MoO ₃
Densidad	:	1 100 kg/m ³

11.1.5.2. BALANCE DE MATERIA

El producto se determinó a partir de la corriente de alimentación y la conversión de la reacción de 98%, según el siguiente cuadro:

Tiempo	CH ₃ OH kmol/h	O ₂ kmol/	HCHO kmol/h	H ₂ O kmol/h	N ₂ kmol/h	Total kmol/h
t = 0	613,00	613,00	0,00	0,92	2 306,04	3 532,97
rxn	600,74	300,37	-600,74	-600,74	0,00	
t = t	12,26	312,63	600,74	601,66	2 306,04	3 833,34

Tabla 11.29 Conversión del metanol a formaldehído.

De acuerdo al balance de materia realizado en la tabla 11.29 se determinó que existe un incremento en el número de moles en 8,6%.

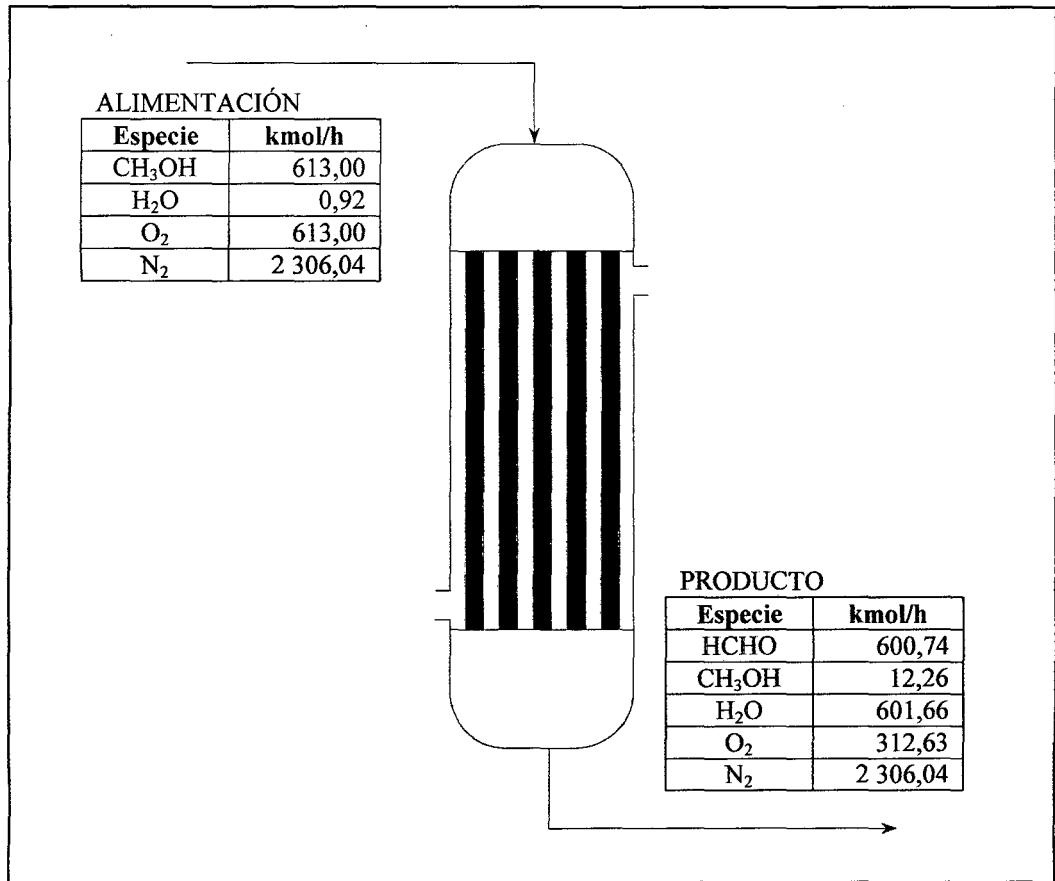
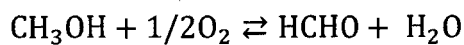


Figura 11.14 Esquema del Reactor R-405 (Balance de materia).

11.1.5.3. CÁLCULO DE LA MASA DE CATALIZADOR

El dimensionamiento del reactor está basado en las ecuaciones Mars-Van Krevelen desarrollado por Santacesaria [94], el cual se ajusta a las condiciones de operación del proceso.

La reacción de formaldehído está dada por la ecuación:



La velocidad de reacción está dada por la siguiente reacción:

$$r_c = \frac{k_1 \cdot k_2 \cdot P_m \cdot P_{\text{O}_2}^{0,5}}{k_1 \cdot P_m + k_2 \cdot P_{\text{O}_2}^{0,5}} \left(\frac{1}{1 + b_w \cdot P_w} \right) \quad \text{Ec. 11.20}$$

Donde:

$$k_1 = \exp\left(-18,4586 + \frac{64\,790}{RT}\right),$$

$$k_2 = \exp\left(-15,2687 + \frac{57\,266}{RT}\right),$$

$$b_w = \exp\left(+21,2814 - \frac{111\,600}{RT}\right),$$

Siendo

r_c : Velocidad de reacción, kmol/h·g_{cat}

P_m : Presión parcial metanol, atm

P_w : Presión parcial agua, atm

P_{O_2} : Presión parcial oxígeno, atm

T : Temperatura, 633,15 K (360°C)

R : Constante de los gases ideales, J/mol·K

k_1 : Constante cinética 1, kmol/h·atm·g_{cat}

k_2 : Constante cinética 2, kmol/h·atm^{0,5}·g_{cat}

b_w : constante cinética, atm⁻¹

Para determinar el valor de la integral de la ecuación (11.20) se utilizó el método de los trapecios, para un valor de las constantes a 230kPa (2,28 atm) y 633,15 K (360°C) los siguientes:

$$k_1 = 0,00213 \text{ kmol/h}\cdot\text{atm}\cdot\text{g}_{\text{cat}}$$

$$k_2 = 0,01243 \text{ kmol/h}\cdot\text{atm}^{0,5}\cdot\text{g}_{\text{cat}}$$

$$b_w = 1,07875 \text{ atm}^{-1}$$

X	r_c	$1/r_c$	Δx	$1/r_c$ media	$1/r_c$ media * Δx
0	0,0004423	2 261,100	0	0	0
0,1	0,0003890	2 570,896	0,1	2 415,998	241,600
0,2	0,0003382	2 957,086	0,1	2 763,991	276,399
0,3	0,0002897	3 452,362	0,1	3 204,724	320,472
0,4	0,0002432	4 111,210	0,1	3 781,786	378,179
0,5	0,0001987	5 031,692	0,1	4 571,451	457,145
0,6	0,0001560	6 409,928	0,1	5 720,810	572,081
0,7	0,0001149	8 703,514	0,1	7 556,721	755,672
0,8	0,0000753	13 285,218	0,1	10 994,366	1 099,437
0,9	0,0000370	27 018,818	0,1	20 152,018	2 015,202
0,98	0,0000073	136 844,044	0,08	81 931,431	6 554,514
TOTAL					12 670,701

Tabla 11.30 Desarrollo de la integral de la velocidad de reacción del formaldehído.

Remplazando los datos en la ecuación 11.1 se obtiene la masa del catalizador:

$$W_{cat} = F_o \cdot \int_0^x \frac{dx}{-r_A} = 613 \text{ kmol/h} \cdot (12\,670,7 \text{ g}_{cat} / \text{kmol} \cdot \text{h})$$

$$W_{cat} \approx 7\,767,14 \text{ kg}_{cat}$$

11.1.5.4. DIMENSIONAMIENTO DEL REACTOR

Cálculo del volumen del reactor, se determina en función del volumen del catalizador y la porosidad del lecho ($\varepsilon = 0.4$), según la ecuación 11.3:

$$V_{tubos} = \frac{W_{cat}}{\varepsilon \cdot \rho_{cat}}$$

$$V_{tubos} = \frac{7\,767}{0,4 \cdot 1\,100} = 17,65 \text{ m}^3$$

Cálculo del diámetro del reactor, al tratarse de un reactor tubular, se puede emplear las ecuaciones de diseño de un intercambiador tubular, por tener características muy similares, para ese fin se empleó la ecuación 12,3b de Coulson & Richardson [16] considerando una distribución cuadrada y de un solo paso:

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad \text{Ec. 11.21}$$

Donde:

D_b : Diámetro del reactor, mm

d_o : Diámetro de los tubos, 50,8 mm (2")

N_t : Número total de tubos

n_1 : constante ecuación, 2,207

K_1 : constante ecuación, 0,215

La longitud de los tubos se redondeará a longitudes estándares de diseño 1,83m (6ft), 2,44m (8ft), 3,66m (12ft), 4,88m (16ft), 6,10m (20ft) y 7,32m(24ft). La relación $L/D \approx 3 - 4$.

Cálculo del número de tubos, se determinó a partir del volumen que ocupa el catalizador, de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$N_t = \frac{4 \cdot V}{\pi \cdot d_o^2 \cdot L} \quad \text{Ec. 11.22}$$

Establecidas todas las ecuaciones 11.21 y 11.22 se procedió a realizar cálculos para diferentes longitudes de tubería, de acuerdo al siguiente cuadro.

L (m)	N _t	Db (m)	Db (red)	L/D
1,83	1 587	2,87	2,90	0,63
2,44	1 189	2,52	2,60	0,94
3,66	794	2,10	2,10	1,74
4,88	595	1,85	1,90	2,57
6,10	476	1,66	1,70	3,59
7,32	397	1,53	1,60	4,58

Tabla 11.31 Cálculo para determinar el número de tubos.

A partir de la tabla 11.30 se determinó un total de 476 tubos, la longitud de los tubos de 6,10 m y el diámetro del reactor de 1,70 m, considerando las partes superior e inferior del reactor se estima que la longitud total del reactor es de 8 m.

11.1.5.5. BALANCE DE ENERGÍA

Para realizar el balance de energía de la combustión, se empleó los métodos del capítulo 4 del Van Ness [99], partiendo de la evaluación integral del calor sensible de los reactivos y de los productos.

Partiendo de la siguiente reacción:



Ahora diseñamos una trayectoria, para fines de cálculo, con objeto de ir de los reactivos a 160°C (433,15 K) a los productos a 320°C (593,15 K). Debido a que se dispone de los datos de calor estándar de reacciones a 25°C (298.15 K), la trayectoria más conveniente es una que incluya las reacciones a 25°C. Esto se muestra de forma esquemática en el siguiente diagrama. La línea punteada representa la trayectoria real para la cual el cambio de entalpía es ΔH . Dado que el cambio de entalpía es independiente de la trayectoria:

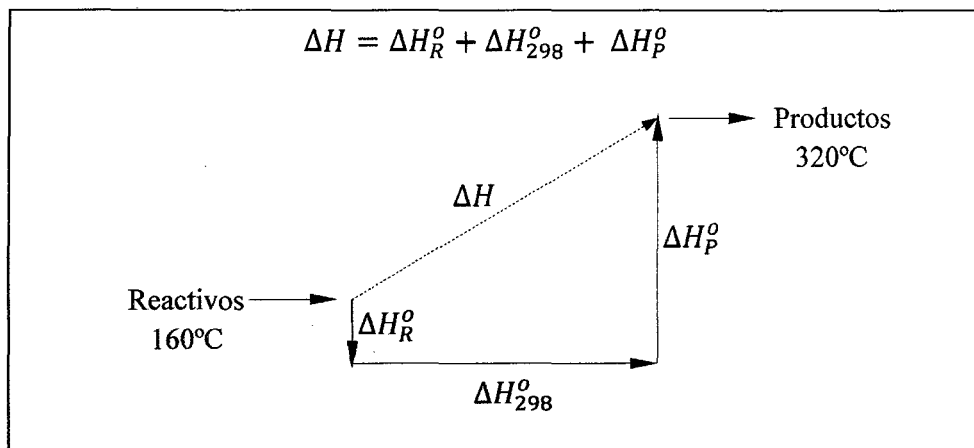


Figura 11.15 Trayectoria de reacción del formaldehído.

Siguiendo el procedimiento del balance de energía del reactor, se considera las siguientes constantes de las capacidades caloríficas de gases en el estado de gas ideal.

ESPECIE	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
HCHO	2,264	7,022	-1,877	

Tabla 11.32 Valores de las constantes de las capacidades caloríficas [99].

Cálculo de ΔH_R^0 , se realiza el cálculo para alimentación de 160°C a 25°C:

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^0 \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^0 (MJ/h)
CH ₃ OH	613,00	38,06	-3 149,63
O ₂	613,00	30,33	-2 510,08
N ₂	2 306,05	29,33	-5 659,72
H ₂ O	0,92	34,04	-8 169,80
TOTAL			-19 489,24

Tabla 11.33 Valor de ΔH_R^0 .

Cálculo de ΔH_{298}^0 :

Reacción	Flujo (kmol/h)	ΔH_{278}^0 (MJ/h)
$CO_2(g) + 3H_2(g) \rightarrow CH_3OH(g) + H_2O(g)$	600,74	-94 184,02
TOTAL		-94 184,02

Tabla 11.34 Valor de ΔH_{298}^0 .

Cálculo de ΔH_p^o , se realiza el cálculo para alimentación de 25°C a 360°C:

ESPECIE	Flujo (kmol/h)	$\langle C_{P_i}^o \rangle_H$ (kmol/kJ·K)	ΔH_R^o (MJ/h)
CH ₃ OH	12,26	59,19	243,09
O ₂	312,63	31,21	3 269,06
N ₂	2 306,05	29,74	3 512,15
H ₂ O	601,66	35,00	6 781,20
HCHO	600,74	42,48	10 293,35
TOTAL			24 293,35

Tabla 11.35 Valor de ΔH_p^o .

Cálculo de ΔH :

$$\Delta H = \Delta H_R^o + \Delta H_{298}^o + \Delta H_p^o$$

Reemplazando los valores obtenidos se obtiene:

$$\Delta H = -19 489,24 - 94 184,02 + 24 098,85$$

$$\Delta H = -94 184,02 \text{ MJ/h}$$

11.1.5.6. COSTO DEL REACTOR

El costo del reactor está en función de las dimensiones, utilizando la figura 5-44 (b) de Gael Ulrich [98], se determinó el costo del reactor.

Equipo	Diam. (m)	Altura (m)	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Reactor R-405	1,7	8	27 000	52 953	53 000

Tabla 11.36 Costo del reactor R-405.

11.1.6. ABSORBEDOR D-407

11.1.6.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	200 kPa
Temperatura	:	30 °C
Flujo molar	:	11 500 kmol/h
Fracción de vapor	:	0,6962

Relleno : Anillos Rashing 54 mm

Material relleno : Cerámico

Condiciones de Operación:

Presión : 200 kPa

Recuperación : 99,5%

Temperatura solvente : 10°C

11.1.6.2. BALANCE DE MATERIA

Se empleó las propiedades y datos obtenidos del CHEMCAD 6.0.1 y de la hoja de Cálculo Excel, de acuerdo a la figura 11.16, teniendo en cuenta que la corriente de alimentación sufre una separación flash en la primera etapa, antes de ingresar al empaque.

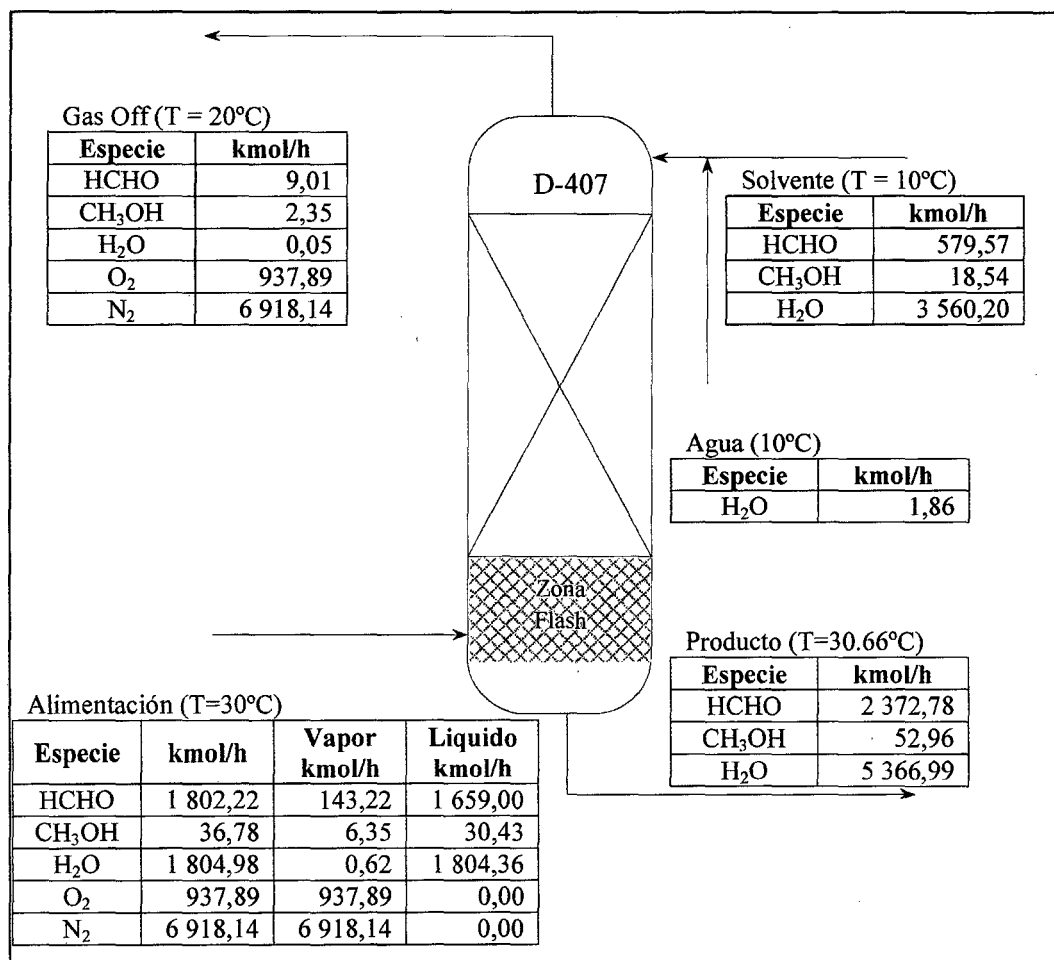


Figura 11.16 Esquema Absorbedor D-407 (Balance de Materia)

11.1.6.3.DETERMINACIÓN DE LAS RECTAS DE OPERACIÓN Y EQUILIBRIO

Para obtener la recta de operación, es necesario determinar los puntos enriquecido y empobrecido del proceso de absorción; a partir de los datos obtenidos del balance de materia, como se describe en la siguiente figura:

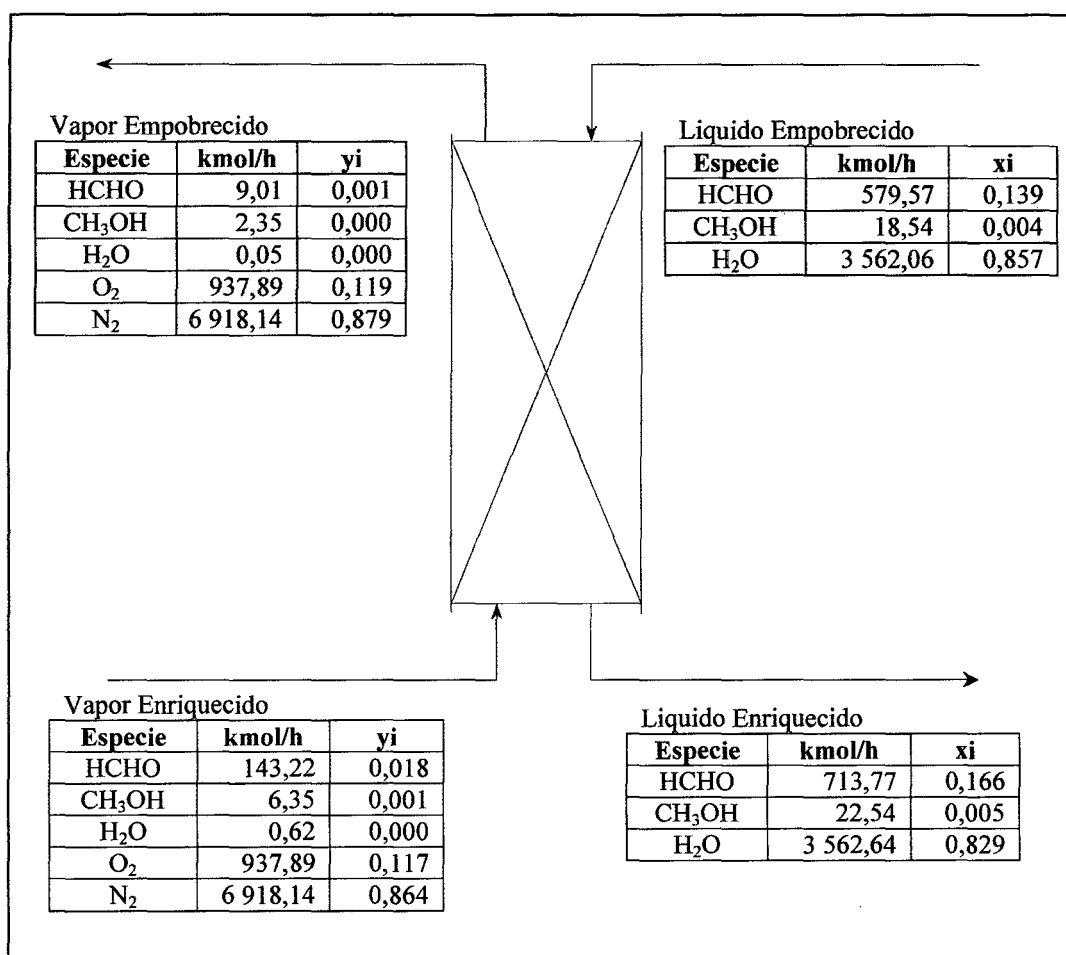


Figura 11.17 Esquema Absorbedor D-407 (proceso de absorción)

De donde se obtienen los puntos de la recta de operación:

	x (fracc. molar)	y (fracc. molar)
TOPE	0,01789	0,00115
FONDO	0,16603	0,13931

Tabla 11.37 Puntos de la recta de operación absorbedor D-407.

Determinación de la recta de equilibrio, al tratarse de una mezcla relativamente diluída de gases y líquidos se aplicó la ley de Henry, siendo la constante de Henry para el formaldehído $H=1\ 830\ \text{Pa}$ [4], siendo la ecuación de la recta de equilibrio:

$$y_i P = x_i H_i \quad \text{Ec. 11.23}$$

Reemplazando y reordenando la ecuación 11.23

$$y_i = \frac{H_i}{P} x_i$$

$$y^* = 0,0081x_i$$

Tabulando los puntos se obtiene los siguientes valores para determinar la recta de equilibrio:

Nº	x	y*
1	0,00	0,000000
2	0,05	0,000407
3	0,10	0,000813
4	0,15	0,001220
5	0,20	0,001627

Tabla 11.38 Puntos de la recta de operación Absorbedor D-407.

11.1.6.4. CÁLCULO DEL DIÁMETRO DE LA COLUMNA

El diámetro de la columna se determinó utilizando el método de Cornell, el cual se encuentra detallado en el capítulo 11 del Coulson & Richardson [16], para los cálculos se empleó la hoja de cálculo excel y a partir de los valores de las propiedades obtenidos del CHEMCAD 6.0.1.

Se realizó la evaluación en el tope y fondo de la columna, resumiendo el procedimiento de cálculo en la siguiente tabla:

	FONDO	TOPE
Condiciones de Operación		
Temperatura (°C)	30	10
Presión (kPa)	200	180
Propiedades fase líquida		

Densidad, ρ_L (kg/m ³)	909,57	936,92
Viscosidad, μ_L (N · s/m ²)	62,34 x 10 ⁻⁵	99,66 x 10 ⁻⁵
Propiedades fase vapor		
Densidad, ρ_G (kg/m ³)	2,26	2,34
Consideraciones de diseño		
Caída de presión (mm H ₂ O/m empaque)	40	40
Máximo % inundación	60	60
Mínimo % inundación	30	30
Factor Empaquetamiento, F_p (m ⁻¹)	310	310
Diámetro torre (iterado, m)	2,698	2,679
Cálculo del Diámetro		
L^* (kg/m ² ·s)	4,191	4,045
G^* (kg/m ² ·s)	11,090	11,039
$F_{LV} = \frac{L^*}{G^*} \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}}$ Ec. 11.24	0,019	0,019
De la figura 11.44 de Coulson & Richardson [16] se		
determinó el valor de K_4	1,8	1,8
Valor de K_4 de inundación	6	6
% inundación, $\sqrt{\frac{K_4}{K_4 \text{ inun.}}}$ Ec. 11.25	55	55
$G_W^* = \left(\frac{K_4 \cdot \rho_G \cdot (\rho_L - \rho_G)}{13.1 \cdot F_p \cdot (\mu_L / \rho_L)^{0.1}} \right)^{0.5}$, (kg/m ² ·s) Ec. 11.26	1,940	1,958
Área requerida G^* / G_W^* , (m ²)	5,716	5,638
Diámetro, (m)	2,698	2,679
Diámetro redondeado, (m)	2,70	2,70

Tabla 11.39 Secuencia de cálculo diámetro del absorbedor D-407.

De acuerdo a los datos obtenidos, se determinó que el diámetro de la torre es de 2,70m, para ambos puntos.

11.1.6.5. CÁLCULO DE LA ALTURA DEL EMPAQUE

Para determinar la altura del empaque, se empleó las ecuaciones del capítulo 8 de Coulson & Richardson [16], al tratarse de un cálculo iterativo debido a que se tiene que considerar un valor inicial de la altura (Z), nos apoyamos en los cálculos en la hoja de cálculo Excel para realizar las iteraciones.

Partiendo de la ecuación 11.27:

$$Z = H_{OG} N_{OG} \quad \text{Ec. 11.27}$$

Donde:

Z : altura de la torre, m,

N_{OG} : unidades global de transferencia para la fase gas,

H_{OG} : altura de una unidad global de transferencia para la fase gas, m,

Para determinar el número de unidades de transferencia para la fase gas, se empleo la ecuación 11.28:

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(\frac{mG_m}{L_m}\right)} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{mG_m}{L_m}\right) \cdot \frac{y_1}{y_2} + \frac{mG_m}{L_m} \right] \quad \text{Ec. 11.28}$$

Donde:

m : pendiente de la recta de equilibrio, 0,00915.

G_m : flujo molar de la fase gaseosa, kmol/h.

L_m : flujo molar de la fase liquida, kmol/h.

y_1 : concentración de HCHO en el fondo de la torre, 0,017888.

y_2 : concentración de HCHO en el tope de la torre, $114,5 \times 10^{-5}$.

Se procedió a evaluar el valor de N_{OG} para los flujos molares del fondo y tope de la torre con lo cual se obtuvo los siguientes resultados:

	FONDO	TOPE
L_m (kmol/h)	4 298,95	4 160,16
G_m (kmol/h)	8 006,23	7 867,44
$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(\frac{mG_m}{L_m}\right)} \cdot \ln \left[\left(1 - \frac{mG_m}{L_m}\right) \cdot \frac{y_1}{y_2} + \frac{mG_m}{L_m} \right]$	2,7797	2,7802

Tabla 11.40 Cálculo del valor de N_{OG} .

Para determinar la altura global por unidad de transferencia se empleó la siguiente ecuación:

$$H_{OG} = H_G + m \frac{G_m}{L_m} H_L \quad \text{Ec. 11.29}$$

Donde:

H_G : unidad de transferencia individual fase gas, m,

H_L : unidad de transferencia individual fase liquida, m,

Cálculo del valor de H_G , para obtener el vapor de H_G se utilizó la ecuación (11.110) de Coulson & Richardson [16]:

$$H_G = \frac{0,011\psi_h(\text{Sc})_v^{0,5} \left(\frac{D}{0,305}\right)^{1,11} \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,33}}{(L^* f_1 f_2 f_3)^{0,5}} \quad \text{Ec. 11.30}$$

Donde:

D : diámetro de la torre, 2,70 m,

Z : altura de la torre, m,

ψ_h : factor del tipo de empaque [16], 80,

L^* : flujo másico de liquido por unidad de área, $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$,

$(\text{Sc})_v$: Numero de Schmidt para vapor = $(\mu_v / \rho_v D_v)$,

f_1 : factor de corrección viscosidad de liquido = $(\mu_L / \mu_W)^{0,16}$,

f_2 : factor de corrección densidad de liquido = $(\rho_W / \rho_L)^{1,25}$,

f_3 : factor de corrección tensión superficial de liquido = $(\sigma_W / \sigma_L)^{0,8}$,

μ_W : viscosidad del agua a 20°C , 0,001033 $\text{N} \cdot \text{s/m}^2$,

ρ_W : densidad del agua a 20°C, 997,84 kg/m^3 ,

σ_W : tensión superficial del agua a 20°C, 0,073 N/m ,

D_v : difusividad de gases, m^2/s ,

Para obtener el valor de D_v , coeficiente de difusividad de gases, se empleó la ecuación de Fuller, descrita en el capítulo 8 Coulson & Richardson [16]:

$$D_v = \frac{1,013 \times 10^{-7} \cdot T^{1,75} \cdot \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{0,5}}{P \left[(\sum_a v_i)^{1/3} + (\sum_b v_i)^{1/3} \right]^2} \quad \text{Ec. 11.31}$$

Donde:

T : Temperatura, K,

M_a, M_b : masa molecular de los componentes a y b,

P : presión total, 2 bar (200 000kPa),

$\sum_{a,b} v_i$: Sumatoria de los coeficientes de difusión volumen espacial de los componentes a y b, los cuales están descritos en la tabla 8.5 de Coulson & Richardson [16]

$$(C=16,5, H=1,98, O=5,48)$$

Siendo:

$$M_a : 30 \text{ g / mol (Formaldehído),}$$

$$M_b : 18 \text{ g / mol (agua),}$$

$$\sum_a v_i : 25,94 (16,5 + 2 \times 1,98 + 5,48),$$

$$\sum_b v_i : 9,44 (2 \times 1,98 + 5,48),$$

Se determina el valor del coeficiente de difusividad en el fondo y tope de la torre, obteniendo el siguiente resultado:

	FONDO	TOPE
Temperatura, (K),	303,15	298,15
$D_v = \frac{1,013 \times 10^{-7} \cdot T^{1,75} \cdot \left(\frac{1}{M_a} + \frac{1}{M_b}\right)^{0,5}}{P \left[(\sum_a v_i)^{1/3} + (\sum_b v_i)^{1/3} \right]^2}, (m^2/s)$	$1,814 \times 10^{-5}$	$1,824 \times 10^{-5}$

Tabla 11.41 Cálculo del valor de D_v .

Con los valores obtenidos de difusividad y las propiedades físicas de las corrientes se procede a realizar el cálculo para obtener el vapor H_G , el cual se detalla en la siguiente tabla:

	FONDO	TOPE
Propiedades fase líquida		
Densidad, ρ_L (kg/m ³)	909,57	936,92
Viscosidad, μ_L (N · s/m ²)	$82,86 \times 10^{-5}$	$99,66 \times 10^{-5}$
Tensión superficial, σ_L (N/m)	0,0464	0,0541
L^* , kg/m ² ·s,	4,191	4,046
Propiedades fase vapor		
Densidad, ρ_V (kg/m ³)	2,264	2,339
Viscosidad, μ_V (N · s/m ²)	$1,814 \times 10^{-5}$	$1,824 \times 10^{-5}$
Cálculo de H_G		
Altura de torre, Z (iterado, m)	3,7243	4,5667

Factor H_G, ψ_h	80	80
Diámetro torre, D (m)	2,70	2,70
Coefficiente de Difusividad, D_v (m ² /s)	$1,814 \times 10^{-5}$	$1,824 \times 10^{-5}$
Numero Schmidt (Sc) _v	0,6202	0,6401
Factor corrección viscosidad, f_1	0,922	0,994
Factor corrección densidad, f_2	1,123	1,082
Factor corrección tensión superficial, f_3	1,437	1,271
$H_G = \frac{0,011\psi_h(Sc)_v^{0,5} \left(\frac{D}{0,305}\right)^{1,11} \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,33}}{(L^* f_1 f_2 f_3)^{0,5}}, (m)$	1,3354	1,6369

Tabla 11.42 Cálculo del valor de H_G .

Cálculo del valor de H_L , para obtener el vapor de H_L se utilizó la ecuación (11.111) de Coulson & Richardson [16]:

$$H_L = 0,305 \varphi_h (Sc)_L^{0,5} K_3 \left(\frac{Z}{3,05}\right)^{0,15} \quad \text{Ec. 11.32}$$

Donde:

Z : altura de la torre, m,

K_3 : factor de corrección porcentaje de inundación [16],

φ_h : factor H_L [16],

$(Sc)_L$: numero de Schmidt para líquido = $(\mu_L / \rho_L D_L)$,

D_L : difusividad de líquido, m²/s,

Para obtener el valor de D_L , coeficiente de difusividad de líquido, se empleó la ecuación de Wilke y Chang, descrita en el capítulo 8 de Coulson & Richardson [16]:

$$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}} \quad \text{Ec. 11.33}$$

Donde:

ϕ : factor de asociación para el solvente (agua), 2,6,

M : peso molecular del solvente (agua), 18 g/mol,

μ : viscosidad del solvente (agua), 0,8286 mN·s/m²,

T : temperatura, K,

V_m : volumen molar para el soluto en su punto de ebullición, los cuales están descritos en la tabla 8.6 [16]. (C=0,0148, H=0,0037, O=0,0074), $0,0296\text{m}^3/\text{kmol}$,

Se determina el valor del coeficiente de difusividad en el fondo y tope de la torre, obteniendo el siguiente resultado:

	FONDO	TOPE
Temperatura,(K),	303,15	283,15
$D_L = \frac{1,173 \times 10^{-13} (\phi M)^{0,5} T}{\mu V_m^{0,6}}, (m^2/s)$	$2,432 \times 10^{-9}$	$2,266 \times 10^{-9}$

Tabla 11.43 Cálculo del valor de D_L .

Con los valores obtenidos de difusividad y las propiedades físicas de las corrientes se procede a realizar el cálculo para obtener el vapor H_L , el cual se detalla en el siguiente cuadro:

	FONDO	TOPE
Propiedades fase líquida		
Densidad, ρ_L (kg/m^3)	909,57	936,92
Viscosidad, μ_L ($\text{N} \cdot \text{s}/\text{m}^2$)	$82,86 \times 10^{-5}$	$99,66 \times 10^{-5}$
L^* , $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$,	4,191	4,046
Cálculo de H_L		
Altura de torre, Z (iterado, m)	3,7243	4,5667
Factor H_L , ϕ_h	0,055	0,052
Factor corrección porcentaje inundación, K_3	0,9	0,9
Coeficiente de Difusividad, D_L (m^2/s)	$2,432 \times 10^{-9}$	$2,266 \times 10^{-9}$
Numero Schmidt (Sc) _L	281,85	469,35
$H_L = 0,305 \phi_h (Sc)_L^{0,5} K_3 \left(\frac{Z}{3,05} \right)^{0,15}, m$	0,2612	0,3285

Tabla 11.44 Cálculo del valor de H_L .

Con los valores obtenidos de H_L y H_G se procede a calcular el vapor H_{OG} para los flujos molares del fondo y tope de la columna, con lo cual se obtuvo los siguientes resultados:

	FONDO	TOPE
L_m (kmol/h)	4 298,95	4 160,16
G_m (kmol/h)	8 006,23	7 867,44
H_G (m)	1,3354	1,6369
H_L (m)	0,2612	0,3285
$H_{OG} = H_G + m \frac{G_m}{L_m} H_L$	1,3398	1,6426

Tabla 11.45 Cálculo del valor de H_{OG} .

Se procede a reemplazar los valores obtenidos de H_{OG} y N_{OG} en la ecuación 11.27, con lo cual se obtiene la altura del empaque, el cual se muestra en el siguiente recuadro:

	FONDO	TOPE
N_{OG}	2,7798	2,7804
H_{OG}	1,3398	1,6426
$Z = H_{OG} N_{OG}$, m	3,7243	4,5667
Z redondeado, m	3,80	4,60

Tabla 11.46 Cálculo de la altura del empaque.

Realizado el cálculo de la altura del empaque, se determinó emplear el mayor valor obtenido, correspondiente a la evaluación en el tope de la torre, con lo cual la altura del empaque ideal es de 4,60 m.

La altura de la torre, es el equivalente de la altura del empaque mas el espacio suficiente para que ocurra la separación flash de 2,0 m y junto con la parte superior de la torre 1,0 m, con la cual se obtiene la altura de la columna 7,60 m.

11.1.6.6.COSTO DE LA COLUMNA

El costo de la columna equivale a la suma del valor del recipiente de proceso y del empaque, dichos valores se obtuvieron de las figuras 5-44 (b) y 5-46 de Gael Ulrich [98], respectivamente, para una columna de 2,7 m de diámetro, 4,60 m de altura y 7,60 m de altura de empaque (anillos rashing cerámicos de \emptyset 38 mm).

Equipo	Diam. (m)	Altura (m)	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Columna	2,70	7,60	35 000	68 643	69 000
Empaque	2,70	4,60	20 000	39 225	40 000

Tabla 11.47 Costo Absorbedor D-407.

11.1.7. COLUMNA DE DESTILACIÓN D-411

11.1.7.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

Presión	:	150 kPa
Temperatura	:	70 °C
Flujo molar	:	5 454,91 kmol/h
Fracción de vapor	:	0
Fracción molar HCHO	:	0,3045 (42% en peso)

Condiciones de Operación:

Presión	:	150 kPa
Fracción molar HCHO tope	:	0,8461
Fracción molar HCHO fondo	:	0,1400

11.1.7.2. BALANCE DE MATERIA

El balance de materia está en función de los cálculos experimentales de la patente U.S. 2,581,881 [89], bajo estas condiciones de operación y empleando el simulador CHEMCAD 6.0.1; así como la hoja de cálculo Excel, el balance se presenta en el siguiente esquema:

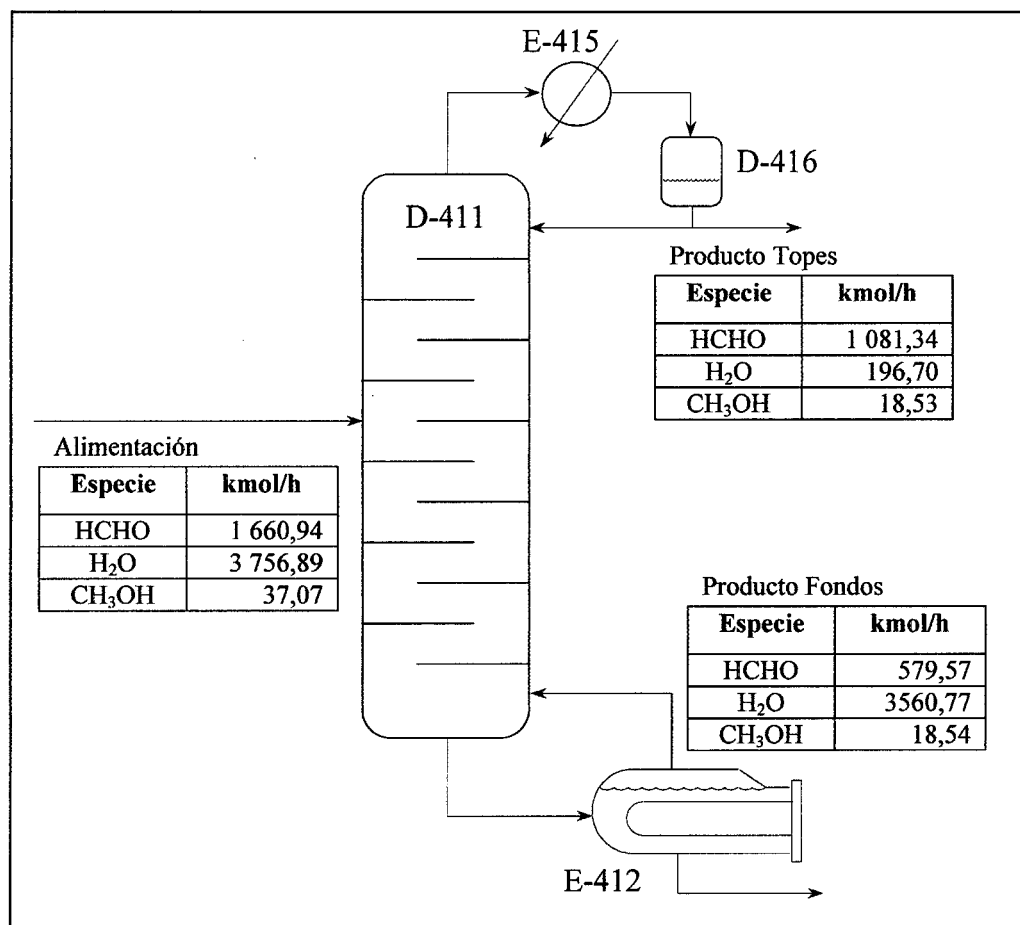


Figura 11.18 Esquema de la columna D-411 (Balance de materia).

11.1.7.3. DETERMINACIÓN DE LA CURVA DE EQUILIBRIO

La tabulación de la curva de equilibrio se obtuvo utilizando el Simulador CHEMCAD 6.0.1 y la grafica se realizo empleando la hoja de cálculo Excel bajo las condiciones de operación, en función de las ecuación 14.1 y 14.6 del Van Ness [99]:

$$P_T y_i \Phi_i = P_i^{sat} x_i \gamma_i \quad \text{Ec 11.14}$$

Donde:

Φ_i : Relación de coeficientes de fugacidad de la especie i,

y_i : Fracción molar de la especie i, en la fase vapor

P : Presión del sistema,

γ_i : Coeficiente de actividad de la especie i, en solución,

x_i : Fracción molar de la especie i, en la fase liquida,

P_i^{sat} : Presión de saturación de la especie i .

Para obtener los datos para realizar la curva de equilibrio formaldehído – agua a 150kPa, teniendo como tercer componente el metanol al 2% en peso, partimos de la ecuación 11.14 para diferentes concentraciones de formaldehído:

$$x_i = \frac{y_i \Phi_i P}{\gamma_i P_i^{sat}}$$

Obteniendo la siguiente tabla de datos para la mezcla formaldehído– agua, siendo la especie 1 el formaldehído y la especie 2 agua:

Nº	T(°C)	P_1^{sat}	P_2^{sat}	x_1	y_1	φ_1	φ_2	γ_1	γ_2
1	110,55		148,20	0,000	0,000	0,000	1,000	0,991	0,988
2	163,99		716,21	0,020	0,000	0,000	0,212	0,994	0,992
3	183,92		1 055,48	0,040	0,000	0,000	0,147	0,995	0,993
4	194,80		1 298,40	0,060	0,000	0,000	0,122	0,995	0,993
5	201,69	5 789,25	1 477,62	0,080	0,006	0,002	0,109	0,996	0,994
6	205,95	6 720,87	1 604,50	0,100	0,031	0,007	0,100	0,996	0,994
7	207,90	6 716,78	1 664,59	0,120	0,086	0,016	0,093	0,996	0,994
8	207,78	6 400,57	1 658,11	0,140	0,168	0,028	0,087	0,996	0,994
9	206,04	6 497,92	1 611,88	0,160	0,264	0,038	0,081	0,996	0,994
10	203,18	6 272,03	1 524,69	0,180	0,363	0,048	0,076	0,996	0,994
11	199,69	6 155,88	1 434,04	0,200	0,454	0,055	0,071	0,995	0,994
12	195,92	5 929,96	1 331,80	0,220	0,533	0,061	0,067	0,995	0,994
13	192,12	5 745,36	1 223,33	0,240	0,601	0,065	0,064	0,995	0,993
14	188,40	5 626,61	1 132,73	0,260	0,657	0,067	0,061	0,995	0,993
15	184,83	5 434,49	1 057,63	0,280	0,703	0,069	0,058	0,995	0,993
16	181,45	5 276,84	978,55	0,300	0,742	0,070	0,056	0,995	0,993
17	178,25	5 164,85	912,03	0,320	0,775	0,070	0,054	0,995	0,993
18	175,22	5 029,06	856,03	0,340	0,803	0,070	0,052	0,994	0,993
19	172,37	4 888,59	792,14	0,360	0,826	0,070	0,051	0,994	0,992
20	169,66	4 812,77	752,57	0,380	0,846	0,069	0,049	0,994	0,992
21	167,09	4 734,47	704,22	0,400	0,864	0,068	0,048	0,994	0,992
22	164,64	4 587,70	661,74	0,420	0,879	0,068	0,047	0,994	0,992
23	162,31	4 511,03	624,31	0,440	0,892	0,067	0,046	0,994	0,992
24	160,09	4 437,00	591,10	0,460	0,903	0,066	0,045	0,994	0,992
25	157,96	4 366,24	561,51	0,480	0,914	0,065	0,044	0,994	0,992
26	155,91	4 228,71	535,13	0,500	0,923	0,065	0,043	0,993	0,992
27	153,95	4 165,54	511,43	0,520	0,931	0,064	0,042	0,993	0,992
28	152,07	4 106,33	489,61	0,540	0,938	0,063	0,041	0,993	0,991
29	150,25	4 051,08	458,97	0,560	0,944	0,062	0,041	0,993	0,991

30	148,49	3 999,76	441,88	0,580	0,950	0,061	0,040	0,993	0,991
31	146,80	3 952,35	426,42	0,600	0,955	0,060	0,039	0,993	0,991
32	145,16	3 843,63	401,82	0,620	0,960	0,060	0,039	0,993	0,991
33	143,58	3 803,35	389,23	0,640	0,964	0,059	0,038	0,993	0,991
34	142,04	3 766,63	367,94	0,660	0,968	0,058	0,038	0,993	0,991
35	140,55	3 733,43	357,56	0,680	0,972	0,057	0,037	0,993	0,991
36	139,10	3 638,60	338,95	0,700	0,975	0,057	0,037	0,993	0,991
37	137,70	3 607,77	330,48	0,720	0,978	0,056	0,036	0,992	0,991
38	136,33	3 583,74	313,66	0,740	0,980	0,055	0,036	0,992	0,990
39	135,00	3 498,05	306,72	0,760	0,983	0,055	0,035	0,992	0,990
40	130,89	3 618,89	269,21	0,780	0,986	0,052	0,034	0,992	0,990
41	129,54	3 604,42	263,03	0,800	0,988	0,051	0,033	0,992	0,990
42	128,27	3 522,49	250,25	0,820	0,990	0,051	0,033	0,992	0,990
43	127,07	3 512,78	238,78	0,840	0,992	0,050	0,033	0,992	0,990
44	125,93	3 435,90	235,35	0,860	0,993	0,050	0,032	0,992	0,990
45	124,82	3 430,75	225,07	0,880	0,994	0,049	0,032	0,992	0,990
46	123,76	3 355,07	215,79	0,900	0,995	0,049	0,032	0,991	0,990
47	122,74	3 354,15	213,55	0,920	0,996	0,048	0,031	0,991	0,989
48	121,75	3 286,08	204,98	0,940	0,997	0,048	0,031	0,991	0,989
49	120,78	3 289,11	197,40	0,960	0,998	0,047	0,031	0,991	0,989
50	119,85	3 224,76	195,33	0,980	0,999	0,047	0,030	0,991	0,989
51	118,94	3 162,77		1,000	1,000	0,047	0,030	0,991	0,989

Tabla 11.48 Datos tabulados para la curva de equilibrio formaldehído-agua a 1 250 kPa.

A continuación se presenta la curva de equilibrio formaldehído-agua figura 11.20.

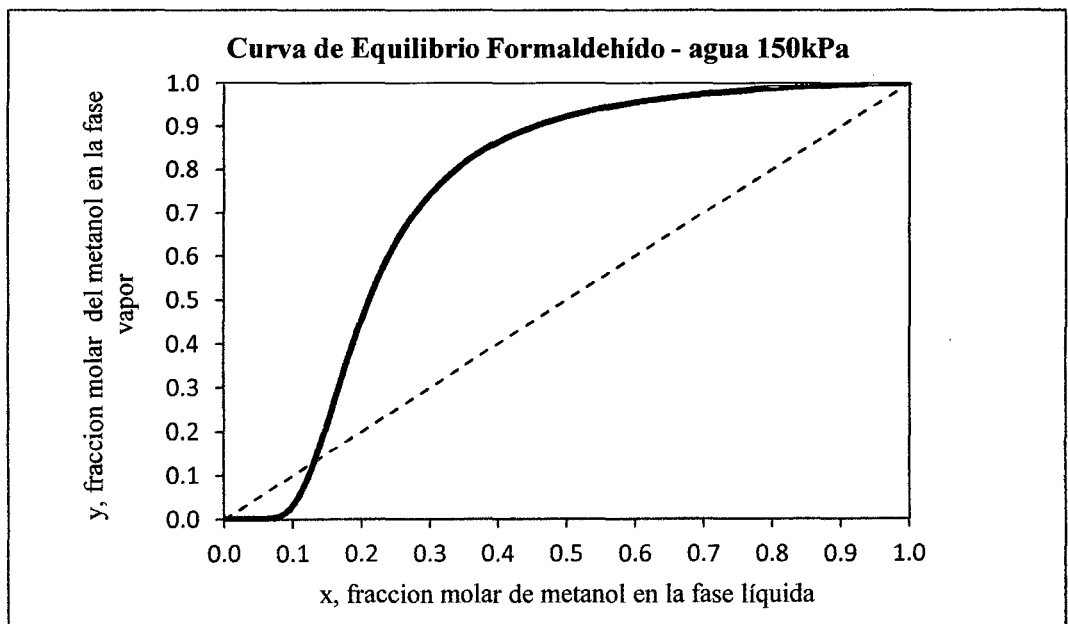


Figura 11.19 Curva de Equilibrio Formaldehído-agua a 250kPa.

11.1.7.4. CÁLCULO DEL REFLUJO MÍNIMO

Para determinar el valor del reflujo mínimo (R_{min}) se aplicó el método gráfico utilizando la hoja de cálculo excel, se proyectó la recta tangencial generada desde la concentración del formaldehído en el tope de la columna y la curva equilibrio (correspondiente a la concentración de alimentación) hasta el eje Y, tal como se muestra en la siguiente figura:

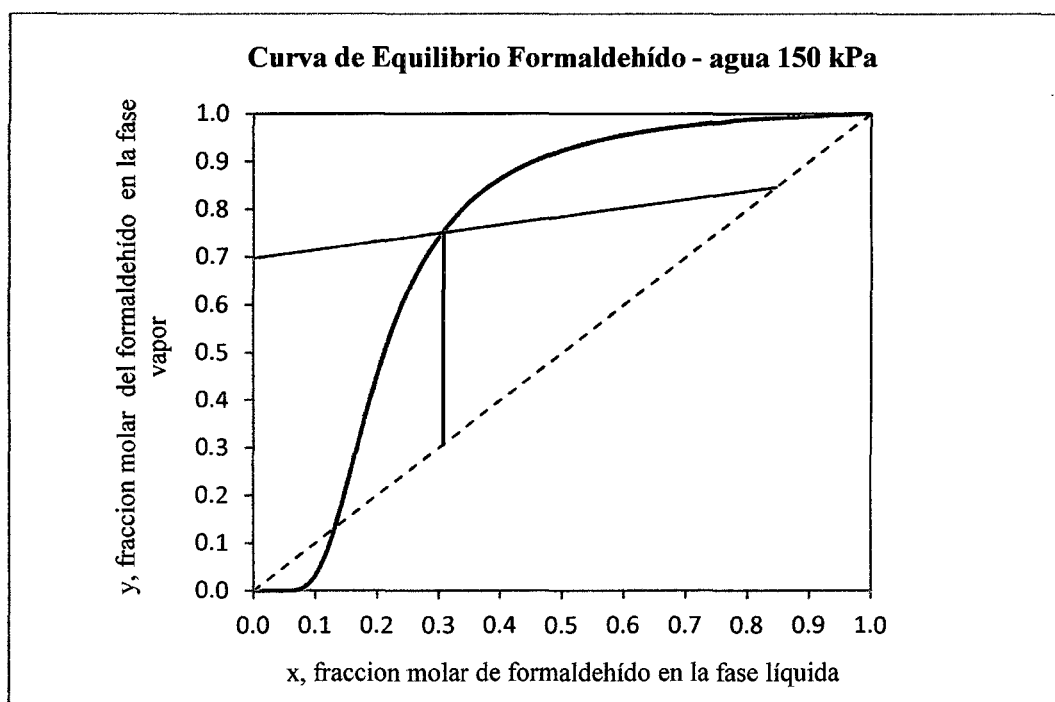


Figura 11.20 Determinación del Reflujo Mínimo.

De la figura 11.21 se obtiene el valor del Reflujo mínimo, con la finalidad de obtener un valor más exacto se obtuvo el valor de la recta trazada desde los puntos antes mencionados:

$$y = 0,17536x + 0,69772$$

Donde: $\frac{x_D}{R_{min}+1} = 0,69772$

Siendo el valor de $x_D = 0,8461$

Se obtiene el valor de $R_{min} = 0,2127$

Para el proceso de destilación se emplea el reflujo de $R = 1,30$ $R_{min} = 0,2765$

11.1.7.5. CÁLCULO DE LAS RECTAS DE OPERACIÓN

Para determinar las rectas de operación es necesario realizar primero el balance de materia en la zona de enriquecimiento y empobrecimiento de la torre,

Datos:

$$F = 5\,417,84 \text{ kmol/h,}$$

$$z = 0,3066,$$

$$x_D = 0,8461$$

$$x_W = 0,1400$$

Balance global

$$F = D + W \quad \text{Ec. 11.16}$$

Balance por componente

$$Fz = Dx_D + Wx_W \quad \text{Ec. 11.17}$$

De las ecuaciones 11.16 y 11.17 se determinó el valor de D:

$$D = \frac{F(x_W - z)}{(x_W - x_D)}$$

Siendo los valores de las corrientes D y W:

$$D = 1\,278,07 \text{ kmol/h}$$

$$W = 4\,139,77 \text{ kmol/h}$$

Continuando con el balance de las corrientes internas:

$$L_o = D * R = 353,34 \text{ kmol/h}$$

$$G = F + L_o - W = 1\,631,41 \text{ kmol/h}$$

Cálculo de la recta de operación sección de enriquecimiento:

$$y_{n+1} = \frac{L_o}{G} x_n + \frac{D}{G} x_D$$

$$y_{n+1} = 0,21658x_n + 0,66285x_D$$

Cálculo de la recta de operación sección de agotamiento:

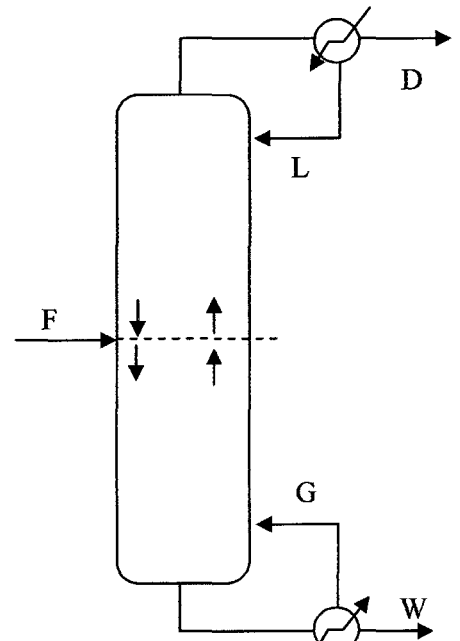


Figura 11.21 Corrientes de la columna

$$y_{n+1} = \frac{L+F}{G} x_n - \frac{W}{G} x_W$$

$$y_{n+1} = 3,53755x_n - 0,35526x_W$$

11.1.7.6. CÁLCULO DEL NUMERO DE ETAPAS

Para determinar el número de etapas ideales se empleó el método gráfico, empleando la hoja de cálculo Excel para una mayor precisión de los resultados:

# Etapa	x_n	y_{n+1}
1	0,4410	0,8461
2	0,3105	0,7584
3	0,2950	0,7301
4	0,2751	0,6883
5	0,2473	0,6179
6	0,2164	0,5197
7	0,1887	0,4103
8	0,1678	0,3122
9	0,1538	0,2382
10	0,1451	0,1887
11	0,1400	0,1581
Rehervidor	0,1400	0,1400

Tabla 11.49 Concentración de Formaldehído en las etapas de la columna D-411.

De acuerdo al método gráfico la columna consta de 11 etapas ideales, en el figura 11.23 se muestra el trazado de las etapas ideales.

Empleando la figura 6.25 del Treybal [97], con las propiedades obtenidas del simulador CHEMCAD 6.0.1. se obtuvo que la eficiencia de la torre es de aprox. 55%, con lo cual se obtiene el numero de los platos reales para la torre de $11/0,55 = 20$ etapas reales.

Etapas ideales Formaldehído - agua 150kPa

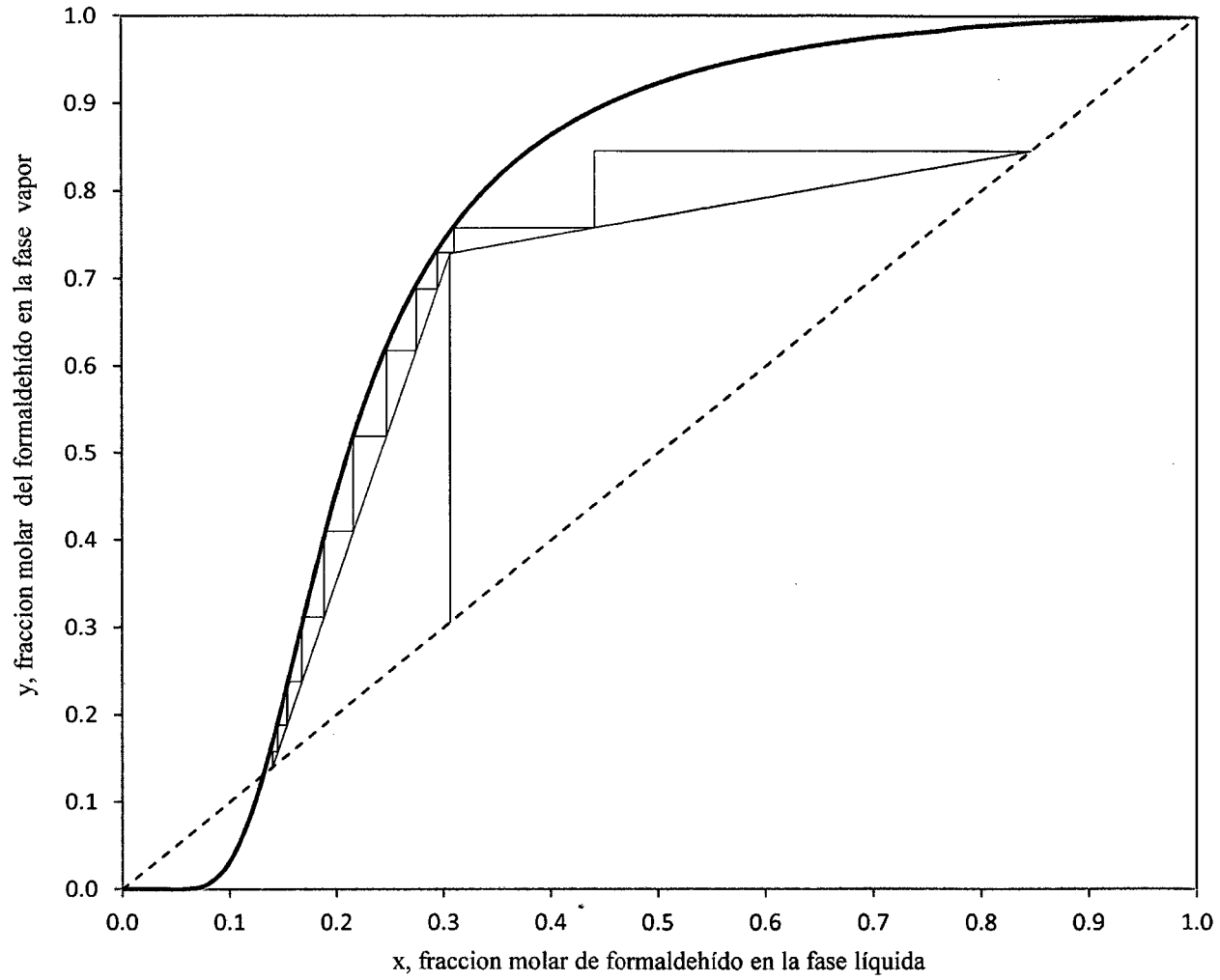


Figura 11.22 Número de Etapas Columna D-411

11.1.7.7. CÁLCULO DE LAS DIMENSIONES DE LA TORRE

Para obtener las dimensiones de la torre se aplicó las ecuaciones descritas en el libro de Robert Treybal [97], se empleó la hoja de cálculo Excel para desarrollar las ecuaciones y el simulador CHEMCAD 6.0.1, para obtener el valor de las propiedades físicas para cada una de las corrientes,

Cálculo del diámetro de la torre (T), se evaluó dos puntos en la columna, en el tope y en el fondo, para lo cual se ha realizado la siguiente tabla siguiendo las secuencias de cálculo:

	Fondo	Tope
Condiciones de Operación		
Temperatura (°C)	160,1	127,5
Flujo vapor (kmol/h)	1 631,41	1 631,41
Flujo de vapor, Q (m ³ /s)	11,047	9,964
Flujo líquido (kmol/h)	5 771,18	353,34
Flujo del líquido, q (m ³ /s)	0,0479	0,004
Propiedades fase líquida		
Densidad, ρ_L (kg/m ³)	594,44	506,96
Tensión superficial, σ (N/m)	0,0101	0,0023
Propiedades fase vapor		
Densidad, ρ_G (kg/m ³)	0,8103	1,282
Viscosidad, μ (Pa*s)	1,55 x10 ⁻⁵	1,54x10 ⁻⁵
Consideraciones de diseño		
Espaciamento de la torre, t (m)	1,0	1,0
Diámetro de orificio, d _o (mm)	4,5	4,5
Perímetro de orificio, p' (mm)	12	12
Longitud del derramadero, W (m)	0,7 T	0,7 T
Porcentaje del área de la torre utilizada por el vertedero (%)	8,808	8,808
Cálculo de la velocidad de inundación, V_f (m/s)		
Para:		
$\frac{A_o}{A_a} = 0,907 \left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 > 0,1$	0,128	0,128
$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0,5} < 0,1$ considerar 0,1	0,1175	0,0071

Parámetros:		
$\alpha = 0,0744t + 0,01173$	0,0861	0,0861
$\beta = 0,0304t + 0,015$	0,0454	0,0454
$C_f = \left[\alpha \log \frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)} + \beta \right] \left(\frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2}$	0,115	0,085
Donde:		
$V_f = C_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5}$	3,105	1,695
Cálculo del área neta, A_n (m ²)		
$A_n = \frac{q}{0,8V_f}$	4,447	7,347
Cálculo del área total A_t (m ²)		
$A_t = \frac{A_n}{(1-0,088)}$	4,876	8,057
Cálculo del diámetro de la torre, T (m)		
$T = \left(\frac{4A_t}{\pi} \right)^{0,5}$	2,492	3,2029
T redondeado (m)	2,50	3,30
Cálculo longitud del derramadero, W (m)		
W=0,7 T	1,75	2,31
Restricciones de diseño		
$\frac{q}{W} < 0,032 \frac{m^3}{m*s}$	0,027	0,0015
$\frac{q}{T} < 0,015 \frac{m^3}{m*s}$	0,019	0,0011

Tabla 11.50 Cálculo del diámetro de la columna D-216.

De acuerdo a los cálculos realizados en el fondo y tope de la columna, se determinó que el diámetro de la torre es 3,3 m, con un espaciamiento entre platos de 1,0 m, esto debido a la gran cantidad de vapor que circula por la torre, de haber considerado una distancia menor el diámetro se hubiera incrementado de manera significativa.

Cálculo de la altura de la columna, el cual está dado por el número de etapas multiplicado por la distancia entre etapas, por lo tanto se obtiene una altura de 20 m.

11.1.7.8.COSTO DE LA COLUMNA

El costo total de la columna comprende el costo del recipiente de proceso y el costo de los platos, los cuales se obtuvieron a partir de las figuras 5-44 y 5-48 de Gael Ulrich [98], para una columna de 3,30 m de diámetro, 20,0 m de altura y 20 platos reales.

	\varnothing (m)	Altura (m)	Numero	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Columna	3,30	20	1	85 000	166 705	167 000
Platos	3,30	-	20	950	1 863	2 000

Tabla 11.51 Costo de la columna D-411.

11.1.8. COLUMNA DE SECADO D-414

11.1.8.1.CONDICIONES DE OPERACIÓN

Condiciones corriente de alimentación:

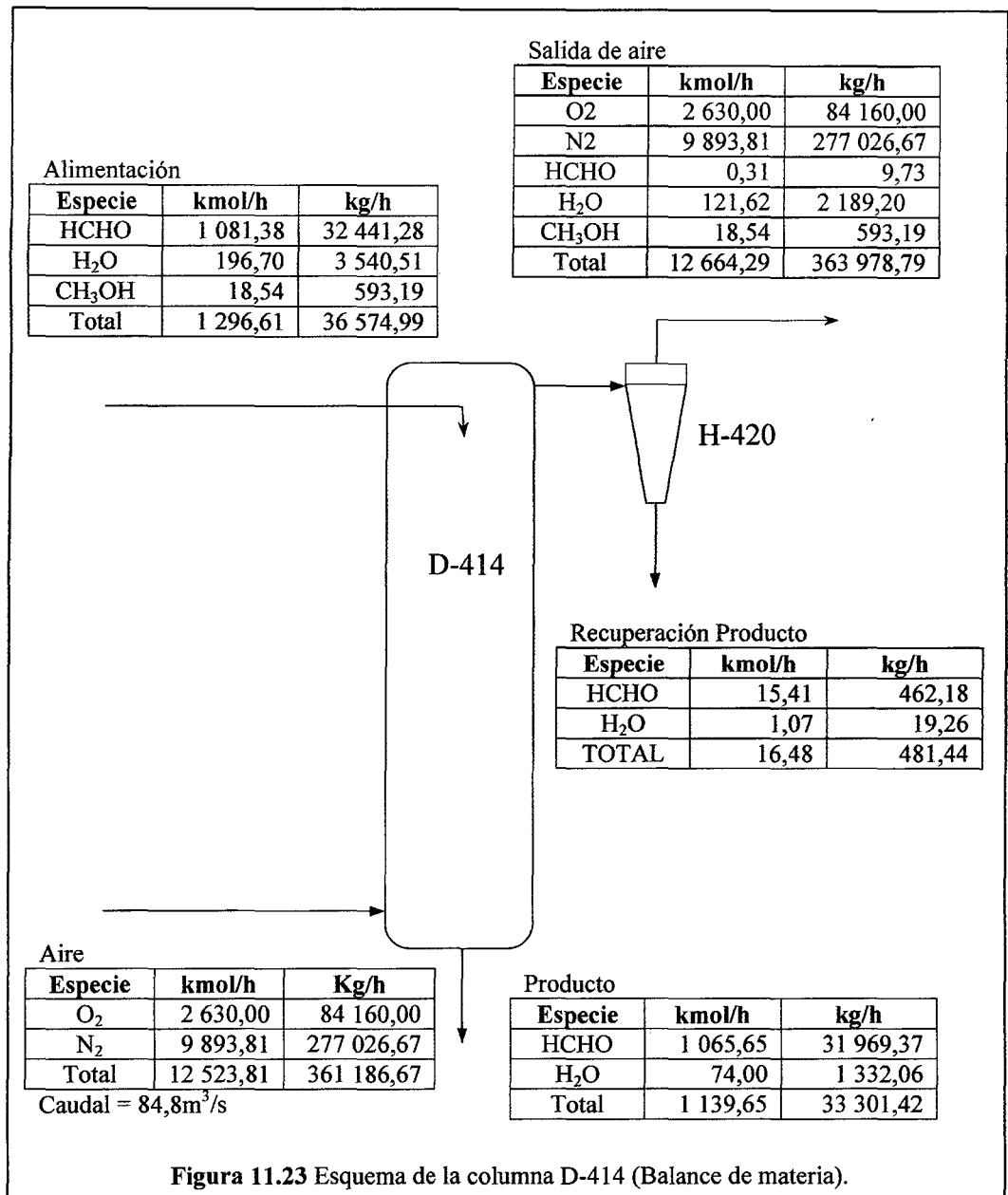
Presión	:	300 kPa
Temperatura	:	120 °C
Flujo molar	:	1 296,60 kmol/h
Fracción de vapor	:	0
Fracción molar HCHO	:	0,8461 (90% en peso)

Condiciones de Operación:

Presión	:	120 kPa
Conversión	:	99,99%

11.1.8.2.BALANCE DE MATERIA

El balance de materia está en función de los valores experimentales de la patente U.S. 3,595,926 [60], bajo estas condiciones de operación, se empleó la hoja de caculo excel para realizar el balance, el cual se presenta en el siguiente esquema:



11.1.8.3. DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO

Para el dimensionamiento del equipo se va a realizar un escalamiento del equipo empleado en la patente U.S. 3,595.926 [60], debido a las características con la cual se obtiene el paraformaldehído, acondicionando el diámetro a nuestros requerimientos de producción, considerando un diámetro máximo de 4m, se empleó la hoja de cálculo Excel, para realizar los cálculos, los cuales se encuentran detallados la siguiente tabla:

	Patente US 3 595 926	Requerimiento Máximo
Diámetro, m	2,5	4,0
Altura, m	17,0	17,0
Producción, kg/h	1740	4 454,4

Tabla 11.52 Dimensionamiento de la columna D-414.

Cálculo del número de secadores, se determinó el número de torres a partir de la capacidad máxima de una columna de 17 m, con la capacidad de producción:

$$\text{Numero de torres} = \frac{33\,300,42}{4\,454,40} = 7,47 \approx 8 \text{ torres}$$

11.1.8.4. COSTO DEL EQUIPO

El costo total de la torre de secado comprende el costo del recipiente de proceso y el costo del ciclón, los cuales se obtuvieron a partir de las figuras 5,44 y 5,56 de Gael Ulrich [98], respectivamente, como se muestra en las siguientes tablas:

Equipo	Ø (m)	Altura (m)	Numero	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Columna D-414	4,0	17,0	8	90 000	176 512	177 000

Tabla 11.53 Costo de la columna D-414.

Equipo	Caudal (m ³ /s)	Numero	Costo 1988 (\$) M & S =774	Costo 2011 (\$) M & S =1 518	Costo Red. 2011(\$)
Ciclón	10,6	8	10 000	19 612	20 000

Tabla 11.54 Costo de los ciclones H-420.

11.1.9. INTERCAMBIADORES DE CALOR

11.1.9.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de todos los intercambiadores del proceso se encuentran detalladas en la siguiente tabla:

EQUIPO	Tipo de fluido		Presión (kPa)		Temp. Fluido caliente (°C)		Temp. Fluido frío (°C)		Transferencia de calor (MJ/h)
	Dentro de los tubos	Fuera de los tubos	Dentro de los tubos	Fuera de los tubos	T _i	T _o	t _i	t _o	
E-103	gas natural	gas síntesis	2 050	1 840	250	168	30	235	38 527
E-105	agua	gas síntesis	10 930	1 880	850	350	278	317	411 322
E-106	agua	gas síntesis	10 970	1 860	350	250	239	278	77 900
E-107	purga metanol	gas síntesis	7 200	1 800	250	160	35	224	114 383
E-108	agua	gas síntesis	11 000	1 800	165	40	18	155	229 676
E-110	gas síntesis	aire	1 760	100	126	35	18	30	160 659
E-113	gas síntesis	aire	7 500	100	75	40	20	30	84 456
E-201	gas síntesis	metanol + gas síntesis	7 500	7 230	170	137	52	155	65 260
E-202	gas síntesis	metanol + gas síntesis	7 480	7 250	270	170	155	240	54 878
E-204	agua	metanol + gas síntesis	10 980	7 250	270	170	155	240	152 102
E-205	metanol + gas síntesis	Aire	7 210	100	137	35	18	30	370 246
E-210	agua	agua + metanol	350	130	70	25	18	40	5 615
E-212	refrigerante	agua + metanol	350	130	25	15	-18	-10	22
E-214	vapor	agua + metanol	500	130	170	168	75	75	24 188
E-217	vapor	agua + metanol	500	250	170	168	126	126	205 906
E-218	agua	metanol	350	250	89	89	25	40	195 887
E-402	metanol	formaldehído	250	220	323	145	60	100	27 110
E-404	metanol-aire	formaldehído	240	230	360	324	120	160	4 156
E-406	agua	formaldehído	400	200	145	30	18	142.7	134 885
E-410	agua	formaldehído	350	200	170	170	31.5	150	47 361
E-412	vapor	formaldehído	1 400	200	280	274	270	270	56 055
E-413	agua	formaldehído	350	200	270	40	18	151	201 112
E-414	salmuera	formaldehído	350	190	40	10	-18	-10	9 706
E-415	agua	formaldehído	350	180	170	170	25	40	21 714

Tabla 11.55 Condiciones de operación de los intercambiadores de calor del proyecto.

11.1.9.2.DIMENSIONAMIENTO DE INTERCAMBIADORES

El dimensionamiento de los intercambiadores se determinó a partir de la ecuación 4-63 [98]:

$$\dot{Q} = \frac{UA((T_i - t_o) - (T_o - t_i))}{Ln\left(\frac{T_i - t_o}{T_o - t_i}\right)} \quad \text{Ec.11.34}$$

Donde:

- \dot{Q} : Transferencia de Calor, MJ/h,
- U : Coeficiente de global de transferencia de calor, W/m²°C,
- A : Área del intercambiador, m²,
- T_i : Temperatura de entrada fluido caliente, °C,
- T_o : Temperatura de salida fluido caliente, °C,
- t_i : Temperatura de entrada fluido frio, °C,
- t_o : Temperatura de salida fluido frio, °C,

Con los datos de operación de cada uno de los intercambiadores del proceso, los coeficientes globales de transferencia han sido tomados de la tabla 12.1 [98], cabe precisar que no se están considerando los coeficientes de incrustaciones y de película interna y externa, la diferencia de diseño no es significativa considerando que este proyecto de tesis se trata de una pre factibilidad con un margen de error del 30%, se procede a determinar el área de cada uno de ellos, el cual se resume en el siguiente tabla:

EQUIPO	Transferencia de calor (MJ/h)	ΔT_m (°C)	U (W/m ² °C)	Área (m ²)
E-103	38 527	55,43	50	3 861,8
E-105	411 322	230,29	300	1 653,8
E-106	77 900	32,47	300	2 221,6
E-107	114 383	63,05	50	10 078,9
E-108	229 676	15,22	300	13 973,0
E-110	160 659	45,63	700	1 397,0
E-113	84 456	30,83	700	1 087,1
E-201	65 260	40,36	50	8 984,1
E-202	54 878	21,64	50	14 088,3
E-204	152 102	21,64	300	6 508,0

E-205	370 246	48,92	700	3 003,1
E-210	5 615	15,97	1 000	97,7
E-212	22	33,99	1 000	0,2
E-214	24 188	94,00	1 500	47,7
E-217	205 906	42,99	1 500	886,9
E-218	195 887	56,17	1 500	645,9
E-402	27 110	143,08	300	161,6
E-404	4 156	201,99	50	130,9
E-406	134 885	5,87	1 500	4 773,9
E-410	47 361	61,24	1 000	214,8
E-412	142 242	6,55	1 500	1 585,3
E-413	201 112	57,46	1 000	972,2
E-414	9 706	37,94	300	236,9
E-415	21 714	137,36	1 500	29,3

Tabla 11.56 Cálculo del área de los intercambiadores de calor.

11.1.9.3. COSTO INTERCAMBIADORES

El costo de los intercambiadores, está en función del área, para el caso de los intercambiadores de coraza y tubo, se emplea el método de exponente, utilizando el valor de exponente de 0,59 de acuerdo a la tabla 9-50 de H. Perry [84], en el caso de intercambiadores de enfriamiento de aire se empleó la figura 5-40 de Gael Ulrich [98], los costos se resumen en la siguiente tabla:

Equipo	Numero	Área (m ²)	Costo	Costo	Costo Red. 2011(\$)
			1991 (\$) M & S =1000	2011 (\$) M & S =1 518	
E-103	2	1 940	198 113	300 735	301 000
E-105	1	1 660	180 706	274 312	275 000
E-106	1	2 230	215 084	326 498	327 000
E-107	4	2 520	231 172	350 919	351 000
E-108	6	2 330	220 724	335 059	336 000
E-110	1	1 400	70 000	137 287	138 000
E-113	1	1 100	60 000	117 674	118 000
E-201	4	2 250	216 220	328 223	329 000
E-202	6	2 350	221 840	336 752	337 000
E-204	3	2 170	211 651	321 286	322 000
E-205	1	3 010	90 000	176 512	177 000
E-210	1	100	34 444	52 285	53 000
E-212	1	1	2 276	3 454	4 000
E-214	1	50	22 882	34 735	35 000

E-217	1	890	125 098	189 898	190 000
E-218	1	650	103 927	157 761	158 000
E-402	3	160	45 451	68 994	69 000
E-404	3	140	42 007	63 767	64 000
E-406	2	2 390	224 060	340 123	341 000
E-410	1	220	54 845	83 255	84 000
E-412	1	1 590	176 171	267 427	268 000
E-413	1	980	132 414	201 004	202 000
E-414	1	240	57 734	87 641	88 000
E-415	1	30	16 928	25 697	26 000

Tabla 11.57 Costo de los intercambiadores de calor.

11.1.10. RECIPIENTES DE PROCESO

11.1.10.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de todos los recipientes de proceso se encuentran detalladas en la siguiente tabla:

Equipo	Temperatura (°C)	Presión (kPa)	Caudal (m ³ /h)
D-109	126	1 760	99,53
D-111	35	1 720	45,86
D-114	40	2 156	0,01
D-116	40	2 765	0,05
D-118	40	3 550	0,07
D-120	40	4 555	0,03
D-122	40	5 845	0,03
D-206	35	7 200	151,63
D-211	25	130	5,17
D-213	15	130	0,02
D-219	89	250	310,88
D-416	127	150	59,41

Tabla 11.58 Condiciones de operación recipientes de proceso.

11.1.10.2. DIMENSIONAMIENTO DE RECIPIENTES

El dimensionamiento de los recipiente esta en función del volumen de la fase liquida que estos deben almacenar por un determinado periodo, para el caso de separadores flash 10 min y para los recipientes de condensado 5 min.

La relación de L/D para ambos casos es 3, la dimensión mínima de los recipientes de 0,50 m de diámetro.

El cálculo de las dimensiones se encuentra resumido en la siguiente tabla:

Equipo	Orientación	Tiempo (min)	Volumen (m ³)	Diam. (m)	Long. (m)	Diam. Std (m)	Long. Std (m)
D-109	Horizontal	10	16,59	1,92	5,75	2,00	6,00
D-111	Horizontal	10	7,64	1,48	4,44	1,50	4,50
D-114	Horizontal	10	0,01	0,09	0,26	0,50	1,50
D-116	Horizontal	10	0,01	0,16	0,47	0,50	1,50
D-118	Horizontal	10	0,01	0,17	0,52	0,50	1,50
D-120	Horizontal	10	0,01	0,13	0,40	0,50	1,50
D-122	Horizontal	10	0,01	0,12	0,37	0,50	1,50
D-206	Horizontal	10	25,27	2,21	6,62	2,50	7,50
D-211	Vertical	5	0,43	0,57	1,70	0,75	2,25
D-213	Vertical	5	0,00	0,09	0,26	0,50	1,50
D-219	Vertical	5	25,91	2,22	6,67	2,50	7,50
D-416	Vertical	5	4,95	1,28	3,84	1,50	4,50

Tabla 11.59 Cálculo de las dimensiones de los recipientes de proceso.

11.1.10.3. COSTO DE LOS EQUIPOS

El costo de los recipientes, está en función de sus dimensiones y orientación, para lo cual se empleo la figura 5-44 de Gael Ulrich [98], los costos se resumen en la siguiente tabla:

Equipo	Costo	Costo	Costo Red, 2011(\$)
	1988 (\$) M & S =774	2011 (\$) M & S =1 518	
D-109	13,000	25,498	26,000
D-111	13,000	25,498	26,000
D-114	1,500	2,942	3,000
D-116	1,500	2,942	3,000
D-118	1,500	2,942	3,000
D-120	1,500	2,942	3,000
D-122	1,500	2,942	3,000
D-206	18,000	35,305	36,000
D-211	5,000	9,807	10,000
D-213	3,000	5,884	6,000
D-219	32,000	62,765	63,000
D-416	15,000	29,421	30,000

Tabla 11.60 Costo de los recipientes de proceso.

11.1.11. GENERADORES ELÉCTRICOS

La planta de producción de metanol cuenta con una planta de cogeneración eléctrica la cual emplea vapor y los gases de purgas sobrecalentadas provenientes de la producción de metanol, utilizando los valores de potencia obtenidos del simulador CHEMCAD 6.0.1 se procedió a determinar el costo de cada generador según la figura 5-21 de Gael Ulrich [98] de acuerdo a la siguiente tabla:

Generador	Potencia (MW)	Numero	Costo 1 988 (\$) M & S =774	Costo 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo Red, 2011(\$)
G-301	6	1	450 000	882 558	883 000
G-302	10	4	270 000	529 535	530 000
G-303	12	1	300 000	588 372	589 000

Tabla 11.61 Costo de los generadores eléctricos.

11.1.12. SOPLADORES Y VENTILADORES

Se determino el costo de los sopladores y ventiladores descritos en esta tesis, utilizando los valores de potencia obtenidos del simulador CHEMCAD 6.0.1, posteriormente se procedió a determinar el costo de cada generador según la figura 5-29 de Gael Ulrich [98], tal como se muestra en la siguiente tabla:

Soplador Ventiladores	Potencia (MW)	Cantidad	Costo unit, 1 988 (\$) M & S =774	Costo unit, 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo unit, Red, 2 011(\$)
G-102	4,50	1	2 500 000	4 903 101	4 904 000
G-403	2,60	3	1 500 000	2 941 860	2 942 000
G-419	0,25	4	150 000	294 186	295 000

Tabla 11.62 Costo de los sopladores y ventiladores.

11.1.13. TREN DE COMPRESIÓN

El tren de compresión, es un conjunto de compresores colocados en serie y paralelo, cuya función es elevar la presión del gas de síntesis crudo antes de ingresar al convertidor de metanol, se optó por cuatro líneas de compresión.

Para determinar el número de compresores para cada línea, se evaluó el consumo eléctrico para cada caso, empleando el simulador CHEMCAD 6.0.1, el resultado de la evaluación se presenta en el siguiente cuadro:

Numero de Compressor	Consumo (MW)	Temp. Prom (°C)	Factor de compression
1	7,50	275	4,46
2	7,10	152	2,11
3	6,90	103	1,65
4	6,90	85	1,45
5	6,85	75	1,35
6	6,75	65	1,28
7	6,85	55	1,24
8	6,90	53	1,21

Tabla 11.63 Determinación del número de compresores.

De acuerdo a los resultados se determino utilizar seis compresores por línea para el tren de compresión, por ser la configuración que menos energía consume, en la figura se presenta la configuración del tren de compresión:

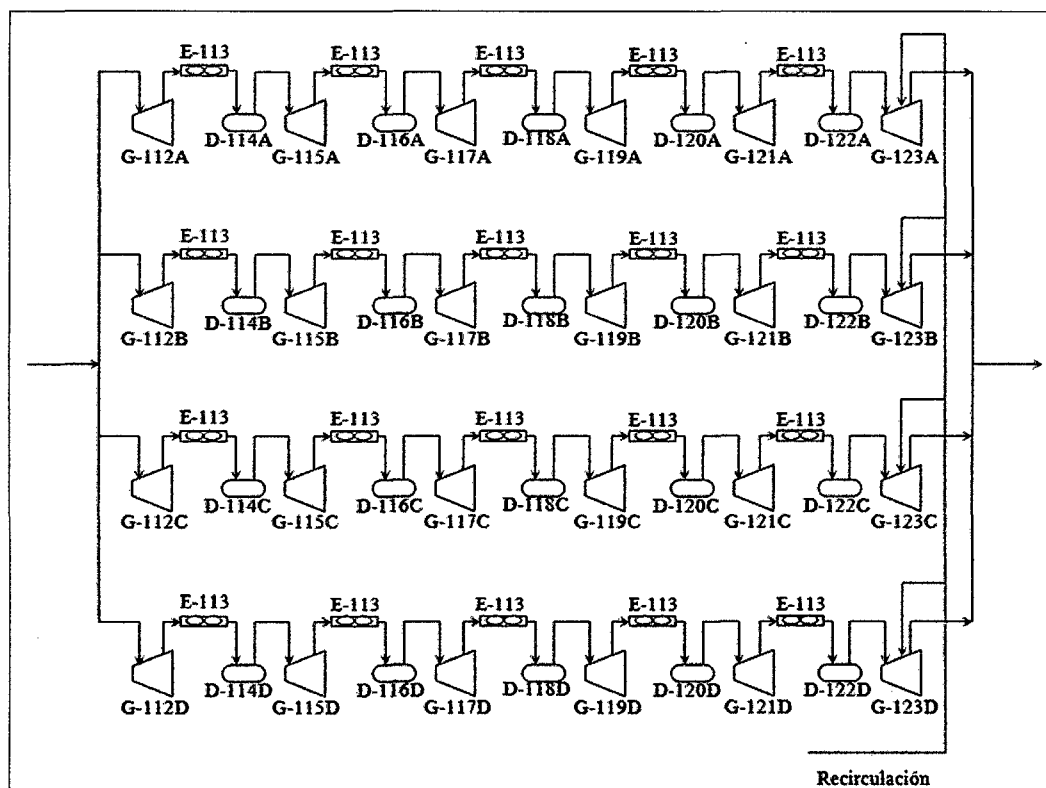


Figura 11.24 Esquema del tren de compresores.

A continuación se presenta el costo de los compresores que conforman el tren de compresión, según la figura 5-29 de Gael Ulrich [98], como se muestra en la siguiente tabla:

Compresor	Potencia (MW)	Cantidad	Costo unit, 1 988 (\$) M & S =774	Costo unit, 2 011 (\$) M & S =1 518	Costo unit, Red, 2 011(\$)
G-112	1,05	4	600 000	1 176 744	1 177 000
G-115	1,05	4	600 000	1 176 744	1 177 000
G-117	1,05	4	600 000	1 176 744	1 177 000
G-119	1,05	4	600 000	1 176 744	1 177 000
G-121	1,05	4	600 000	1 176 744	1 177 000
G-123	1,50	4	800 000	1 568 992	1 569 000

Tabla 11.64 Costo de compresores.

11.1.14. BOMBAS

11.1.14.1. CONDICIONES DE OPERACIÓN

Las condiciones de operación de las principales bombas del proceso se encuentran detalladas en la siguiente tabla:

Equipo	Caudal (m ³ /s)	P ₁ (kPa)	P ₂ (kPa)
L-101	0,1103	100	11 000
L-208	0,0421	100	240
L-215	0,0441	130	450
L-220	0,0401	250	300
L-401	0,0072	100	250
L-408	0,0156	200	350
L-418	0,0129	150	450

Tabla 11.65 Condiciones de operación de bombas del proyecto.

11.1.14.2. DIMENSIONAMIENTO DE BOMBAS

El dimensionamiento de las bombas está en función de la potencia de cada una de ellas, de acuerdo a los requerimientos de cada proceso, para determinar la potencia se empleó la ecuación 4-94 de Gael Ulrich [98]:

$$\dot{w}_s = \frac{\dot{q}\Delta P}{\epsilon_i} \quad \text{Ec. 11.35}$$

Donde:

\dot{w}_s : Potencia de la bomba, kW,

\dot{q} : Caudal, m³/s,

ΔP : Variación de presión, kPa,

ϵ_i : Eficiencia intrínseca, 0,90,

El tipo de bomba para cada proceso está en función del caudal y de la variación de presión, para la selección tipo de bomba se empleó la tabla 4-20 de Gael Ulrich [98].

El cálculo de la potencia y el tipo para cada una de las bombas se resume en la siguiente tabla:

Equipo	Tipo	Caudal (m ³ /s)	ΔP (kPa)	Potencia (kW)	Potencia red. (kW)
L-101	Desplazamiento positivo	0,1103	10 900	1 335,69	14 000,0
L-208	Centrifuga	0,0421	140	6,55	7,0
L-215	Centrifuga	0,0441	320	15,68	16,0
L-220	Centrifuga	0,0401	50	2,23	3,0
L-401	Centrifuga	0,0072	150	1,21	1,5
L-408	Centrifuga	0,0156	150	2,59	3,0
L-418	Centrifuga	0,0129	300	4,31	4,5

Tabla 11.66 Cálculo de potencia de las bombas del proyecto.

11.1.14.3. COSTO DE EQUIPOS

El costo de las bombas, está en función de la potencia, para lo cual se empleo la figura 5-49 de Gael Ulrich [98], los costos se resumen en la siguiente tabla:

Equipo	Numero	Potencia (kW)	Costo unit. M & S 774 1 988 (US\$)	Costo unit. M & S 1 518 2 011 (US\$)	Costo unit. Redondeado 2 011(US\$)
L-101	7	200,0	60 000	117 674	118 000
L-208	1	7,0	6 000	11 767	12 000
L-215	1	16,0	9 000	17 651	18 000
L-220	1	3,0	4 500	8 826	9 000
L-401	1	1,5	3 500	6 864	7 000
L-408	1	3,0	4 500	8 826	9 000
L-418	1	4,5	5 000	9 806	10 000

Tabla 11.67 Costo de bombas del proyecto

11.1.15. RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO

El dimensionamiento de los tanques de almacenamiento está en función de los requerimientos del proceso, volúmenes de venta y características del producto, los cuales se encuentran descritos a continuación.

11.1.15.1. TANQUE DE METANOL CRUDO F-207

El tanque de metanol crudo F-207, tiene como función principal regular la presión del sistema, mantener constante el caudal metanol enviado a las columnas de destilación D-209 y D-216 a la vez que sirve como un stock auxiliar, el cual es usado para el arranque de la planta, bajo estas condiciones se determinó que el volumen requerido de almacenamiento es equivalente a 8 horas de producción de metanol crudo.

El dimensionamiento se define en la siguiente tabla, empleando las propiedades de la corriente obtenidas del simulador CHEMCAD 6.0.1:

Caudal (m ³ /h)	Tiempo (h)	Volumen (m ³)	Volumen Red, (m ³)
151,62	8	1 213	1 300

Tabla 11.68 Capacidad de almacenamiento F-207.

11.1.15.2. TANQUE DE METANOL REFINADO F-221

El tanque de metanol refinado F-211, tiene la función de almacenar metanol para la venta al exterior, el dimensionamiento esta en función del tiempo máximo de almacenamiento del metanol, el cual se degrada debido a la presencia del agua, en nuestro caso al tratarse de metanol al 99,995% molar, el tiempo de almacenamiento máximo es de 40 días, pero considerando el tiempo que toma el transporte, solo se considera un tiempo de almacenamiento máximo de 30 días, el otro factor es la capacidad de carga de los barcos que lo transporta los cuales van desde 30 000 a 55 000 toneladas.

Considerando alguna posible ampliación de la planta de metanol al valor obtenido se le multiplicara por un factor de 1,3.

Caudal (m ³ /d)	Tiempo (d)	Volumen (m ³)	Volumen Requerido (m ³)
1 411,16	30	42 334	55 000

Tabla 11.69 Capacidad de almacenamiento F-221.

11.1.15.3. TANQUE DE FORMALDEHÍDO 42% PESO F-409 A

El tanque de formaldehído 42% peso F-409A, tiene la función de brindar dos días de autonomía a la planta de urea-formaldehído, que tendría lugar dentro del complejo petroquímico en el sur del país, en el caso de algún desperfecto en la Planta de Formaldehído.

Caudal (m ³ /d)	Tiempo (d)	Volumen (m ³)	Volumen Requerido (m ³)
3 626,51	2	7 253,02	8 000

Tabla 11.70 Capacidad de almacenamiento F-409-A

11.1.15.4. TANQUE DE FORMALDEHÍDO 37% PESO F-409 B

El tanque de formaldehído 37% peso (formalin) F-409B, tiene la función de cubrir la demanda interna de formaldehído, considerando una venta máxima de 3 cisternas de capacidad 8 000 galones por día, aproximadamente 100 m³, cabe precisar que dichos pedidos se realizaran previa coordinación.

11.1.15.5. TANQUE DE FORMALDEHÍDO 90% PESO F-417

El tanque de Formaldehído 90% peso F-417, tiene como función principal regular la presión del sistema, mantener constante el caudal enviado a las torres de secado D-419, la capacidad de dicho tanque está en función del caudal con un tiempo máximo de residencia de 2 horas, debido a lo inestable que es esta sustancia.

Caudal (m ³ /h)	Tiempo (h)	Volumen (m ³)	Volumen Requerido (m ³)
74,71	2	149,4	150

Tabla 11.71 Capacidad de almacenamiento F-417.

11.1.15.6. TOLVA DE PARAFORMALDEHÍDO F-422

La Tolva de Paraformaldehído F-422, tiene la función de regular la temperatura del producto y brindar una autonomía de 12 horas a la planta empacadora, se considero emplear dos tolvas para este proceso.

Caudal (kg/h)	Densidad kg/m ³	Caudal m ³ /h	Tiempo (h)	Volumen (m ³)	Volumen Requerido (m ³)
16 891,43	1 450	11,65	12	139,79	150

Tabla 11.72 Capacidad de almacenamiento F-422.

11.1.15.7. COSTO RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO

Se determino el costo de los recipientes de proceso, en función de la capacidad de acuerdo a la figura 5-61 de Gael Ulrich [98] de acuerdo la siguiente tabla:

Recipiente	Cantidad	Volumen (m ³)	Costo unit, 1 988 (\$) M & S =774	Costo unit, 2011 (\$) M & S =1 518	Costo unit, Red, 2 011(\$)
F-207	1	1 300	60 000	117 674	118 000
F-221	2	55 000	800 000	1 568 992	1 569 000
F-409A	1	8 000	120 000	235 349	236 000
F-409B	1	1 500	65 000	127 481	128 000
F-417	1	100	8 000	15 690	16 000
F-422	2	150	9 000	17 651	18 000

Tabla 11.73 Costo de tanques de almacenamiento.

11.2. CONSUMO DE ENERGÉTICO

El consumo de energía, se determinó a partir de los consumos eléctricos generados por los compresores, ventiladores y bombas del proyecto, se consideró la cogeneración eléctrica de la planta, los valores se presentan en la siguiente tabla:

	Consumo MW-h
Compresores y ventiladores	40,3
Bombas	1,5
Generadores	-64,0
Requerimiento Energético	-22,2

Tabla 11.74 Consumo energético del proyecto.

De acuerdo a la tabla anterior, se demuestra que la planta genera la suficiente energía para operar todos los equipos del proceso, el excedente se emplea para operar los equipos auxiliares, con lo cual se demuestra que la planta es autosuficiente energéticamente.

11.3. CONSUMO DE AGUA

El consumo de agua se determina a partir del balance de materia realizado con el simulador CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de cálculo Excel, los consumos de agua incluyen el agua de procesos, que intervienen directamente con el producto, y el agua empelada como refrigerante.

	Flujo kmol/h	Flujo m³/h
Agua de procesos		
Producción de Metanol	22 000,00	396,00
Producción de Formaldehído	1,86	0,03
Agua para condensación		
Condensador E-210	3 730,23	67,14
Condensador E-218	130 134,30	2 342,42
Condensador E-415	14 425,35	259,66
Intercambiadores de calor		
Reactor R-405	4 491,00	80,84
Intercambiador E – 406	2 814,00	50,65
Intercambiador E - 413	36 448,56	656,07
Recuperación de agua		
Recuperación separadores flash	7 364,76	132,57
Vapor condensado	191 721,00	3 450,98
Requerimiento de agua	269 271,76	269,27

Tabla 11.75 Consumo de agua del proyecto.

11.4. CONSUMO REFRIGERANTE

El consumo de refrigerante se determina a partir del balance de energía realizado con el simulador CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de cálculo Excel, los consumos de refrigerante se encuentran expresados en TM de refrigeración (12 MBTU/h o 12,65 MJ/h), los cuales se encuentran resumidos en la siguiente tabla:

	Refrigerante TM Refrigeración/h
Consumo de refrigeración	
Intercambiador E-212	1,74
Intercambiador E-414	767,25
Requerimiento Refrigeración	768,99

Tabla 11.76 Consumo de refrigeración del proyecto.

11.5. CONSUMO DE VAPOR

El consumo de vapor se determina a partir del balance de materia realizado con el simulador CHEMCAD 6.0.1 y la hoja de cálculo Excel, el vapor se emplea como fuente de calor en intercambiadores y rehervidores, los cuales se detallan a continuación:

	Flujo TM/h
Consumo de vapor	
Rehervidor E-214	11,43
Rehervidor E-217	97,28
Rehervidor E-412	67,20
Intercambiador E -410	21,40
Condensado (5% producción)	20,11
Producción de vapor	
Reformador R-104	175,68
Reactor R-405	80,84
Intercambiador E-410	50,65
Intercambiador E-413	95,01
Requerimiento de vapor	-184,77

Tabla 11.77 Consumo de vapor del proyecto.

De acuerdo al resultado, la planta genera 184,77 TM/h de vapor en exceso, el cual puede ser suministrado a otras plantas petroquímicas aledañas a las instalaciones.

11.6. CONSUMO CATALIZADORES

El consumo de los catalizadores se encuentra en función del tiempo de vida de cada uno de estos, tal como lo muestra el siguiente cuadro:

Catalizador	TM	Vida útil Años	Consumo TM/año
Reformador gas natural (NiO/MgO/SiO ₂ /Al ₂ O ₃)	8,22	1	8,22
Convertidor metanol (Cu/ZnO/Al ₂ O ₃)	6,90	1	6,90
Reactor Formaldehído (Fe ₂ (MoO ₄) ₃ /MoO ₃)	11,66	2	5,83

Tabla 11.78 Consumo de catalizadores del proyecto.

12. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA

La evaluación económica y financiera se emplea para determinar la rentabilidad del proyecto, para eso se está considerando un horizonte máximo de recuperación de diez años, con una tasa de descuento de 16% (tasa empleada por el sector privado).

Para realizar dicha evaluación es necesario determinar el costo de capital, capital de trabajo, ingreso, costo de manufactura y el servicio de la deuda.

12.1. COSTOS DE CAPITAL

Los costos de capital (C_{FC}) representan la inversión necesaria que se debe realizar en la construcción de la planta, en donde está incluido los costos de los equipos, instalaciones auxiliares, edificios, el pago de honorarios e imprevistos, etc. Se asume que el terreno será donado por el estado como parte de la promoción de la industria petroquímica.

Los costos de compra (C_P) de cada uno de los equipos de las plantas de metanol y formaldehído, descritos en el capítulo 11, se encuentran plasmados en las tablas 11.1 y 11.2 respectivamente, dichos costos han sido multiplicados por sus respectivos factores de módulo simple (F_{BM}), dichos factores se obtienen en función del material de construcción (F_M) y la presión (F_P) de operación del equipo, con lo cual se obtuvo el costo base de modulo simple (C_{BM}), en otras palabras el costo del equipo adecuado a las condiciones de operación del proceso.

El costo total de modulo simple (C_{TBM}), equivale a la suma de los C_{BM} de los equipos, a partir de este valor se asume un 18% adicional por concepto de imprevistos y honorarios, con lo cual se obtiene el costo de módulo total (C_{TM}).

El capital básico (C_{GM}), equivale al C_{TM} de la planta más el costo de las instalaciones auxiliares, se asume que el costo de las instalaciones auxiliares equivale al 30% del C_{TM} .

COSTOS DE CAPITAL PLANTA METANOL

Título del trabajo:
Localización:

**MANUFACTURA DE FORMALDEHIDO A PARTIR DE UNA CORRIENTE DE METANO
MOQUEGUA - ILO**

Capacidad : Metanol Ton/año 827 373
Valor de índice de costo: proyectado M & S 1 518

Fecha efectiva a la cual se calcula su aplicación: finales del 2 011

Intercambiadores de calor		N°	Área (m ²)	(US\$)	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	Total (KUS\$)	
Pre-Calentamiento G.N.	E-103	2	1 940	301 000	1,05	1,00	3,50	2 107 000		
	E-105	1	1 660	275 000	1,05	1,00	3,50	962 500		
	E-106	1	2 230	327 000	1,05	1,00	3,50	1 144 500		
	E-107	4	2 520	351 000	1,05	1,00	3,50	4 914 000		
	E-108	6	2 330	336 000	1,05	1,00	3,50	7 056 000		
	E-110	1	1 400	138 000	1,05	1,00	2,90	400 200		
	E-113	1	1 100	118 000	1,10	1,00	3,00	354 000		
	E-201	4	2 250	329 000	1,30	1,00	4,00	5 264 000		
	E-202	6	2 350	337 000	1,30	1,00	4,00	8 088 000		
	E-204	3	2 170	322 000	1,30	1,00	4,00	3 864 000		
	E-205	1	3 010	177 000	1,30	1,00	4,00	708 000		
	Condensador D-209	E-210	1	100	53 000	1,00	3,00	6,00		318 000
	Condensador D-209	E-212	1	1	4 000	1,00	3,00	6,00		24 000
	Hervidor D-209	E-214	1	50	35 000	1,00	3,00	6,00		210 000
Hervidor D-216	E-217	1	890	190 000	1,00	3,00	6,00	1 140 000		
Condensador D-216	E-218	1	650	158 000	1,00	3,00	6,00	948 000		
Total									37 502	
Cogeneración eléctrica		MW	N°	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Generación gas purga	G - 301	6	2	883 000	1,00	1,00	3,50	6 181 000		
Generación con vapor	G - 302	10	4	530 000	1,00	1,00	3,50	7 420 000		
Generación con vapor	G - 303	12	1	589 000	1,00	1,00	3,50	2 061 500		
Total									15 663	
Compresores		MW	N°	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Aire reformador	G-102	4,50	1	4 904 000	1,00	1,00	2,50	12 260 000		
Tren de compresores	G-112	1,05	4	1 177 000	1,00	1,00	2,50	11 770 000		
Tren de compresores	G-115	1,05	4	1 177 000	1,00	1,00	2,50	11 770 000		
Tren de compresores	G-117	1,05	4	1 177 000	1,00	1,00	2,50	11 770 000		
Tren de compresores	G-119	1,05	4	1 177 000	1,00	1,00	2,50	11 770 000		
Tren de compresores	G-121	1,05	4	1 177 000	1,00	1,00	2,50	11 770 000		
Tren de compresores	G-123	1,50	4	1 569 000	1,00	1,00	2,50	15 690 000		
Total										86 800
Drums		L (m)	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
separador flash	D-109	6,00	2,00	26 000	2,00	1,00	4,50	117 000		
separador flash	D-111	4,50	1,50	26 000	2,00	1,00	4,50	117 000		
tren de compresores 1 (4)	D-114	1,50	0,50	3 000	2,20	1,00	4,80	57 600		
tren de compresores 2 (4)	D-116	1,50	0,50	3 000	2,60	1,00	5,20	62 400		
tren de compresores 3 (4)	D-118	1,50	0,50	3 000	2,90	1,00	5,80	69 600		
tren de compresores 4 (4)	D-120	1,50	0,50	3 000	3,20	1,00	6,30	75 600		
tren de compresores 5 (4)	D-122	1,50	0,50	3 000	3,70	1,00	7,10	85 200		
separador metanol	D-206	2,50	7,50	36 000	4,20	1,00	8,00	1 152 000		
de la Columna D-209	D-211	2,25	0,75	10 000	1,00	1,00	4,50	45 000		
de la Columna D-209	D-213	1,50	0,50	6 000	1,00	1,00	4,50	27 000		
de la Columna D - 216	D-219	7,50	2,50	63 000	1,00	1,00	4,50	283 500		
Total										2 092
Recipientes de Proceso		N°	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Destilación ligeros	D-209		1,10	167 000	1,00	1,00	4,50	751 500		
Platos D-209		65	1,10	600	1,00	1,00	1,20	46 800		
Destilación Metanol	D-216		4,00	491 000	1,00	1,00	4,50	2 209 500		
Platos D-216		59	4,00	2 500	1,00	1,20	1,20	177 000		
Total									3 185	
Bombas		Pot.(kW)	N°	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Agua de proceso	L-101	200	7	118 000	2,50	1,40	7,50	6 195 000		
Metanol crudo	L-208	7	2	12 000	1,00	1,40	4,00	96 000		
Metanol - agua	L-215	16	2	18 000	1,00	1,40	4,00	144 000		
Metanol refinado	L-220	3	2	9 000	1,00	1,40	4,00	72 000		
Total									6 507	
Recipientes de Almacenamiento		V (m ³)	US\$	N Tks	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Metanol Crudo	F - 207	1 300	118 000	1	1,00	4,50	4,50	531 000		
Metanol Puro	F - 221	55 000	1 569 000	2	1,00	4,50	4,50	14 121 000		
Total									14 652	
CATALIZADOR		TM	US\$/TM		F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
NiO/MgO/SiO ₂ /Al ₂ O ₃		8,22	15 000		1,00	1,00	1,00	123 314		
Cu/ZnO/Al ₂ O ₃		6,90	30 000		1,00	1,00	1,00	207 000		
Total									330	
REACTOR		N°	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}		
Reformador con Vapor	R - 104	1		27 458 000	1,00	2,50	2,50	68 645 000		
Convertidor de Metanol	R - 203	1	3,0	79 000	4,30	2,50	21,00	1 659 000		
Total									70 304	

Tabla 12.1 Costos de Capital Planta Metanol

Costo total modulo simple real C_{TBM} 237 035

		0,18 *	
Imprevistos y Honorarios	C _{TBM}		42 666
Costo de Módulo Total	C _{TM}		279 701
Instalaciones Auxiliares	0.3 * C _{TM}		83 910
Capital Básico	C _{GR}		363 611
Capital Básico Estimado	C _{FC}		472 695

COSTOS DE CAPITAL PLANTA PARAFORMALDEHIDO

Título del trabajo: **MANUFACTURA DE FORMALDEHIDO A PARTIR DE UNA CORRIENTE DE METANOL**
 Localización: **MOQUEGUA - ILO**

Capacidad : Formaldehido (42% peso) Ton/año 402 694

Paraformaldhido Ton/año 267 560

Fecha efectiva a la cual se calcula su aplicación: finales del 2 011

Tipo índice de costo: M \$ S

Valor de índice de costo: proyectado 1 518,1

Intercambiadores de calor		N°	Área (m ²)	(US\$)	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	Total (KUS\$)
Hervidor D-411	E-402	3	160	69 000	1,00	3,00	6,00	1 242 000	
	E-404	3	140	64 000	1,00	3,00	6,00	1 152 000	
	E-406	2	2390	341 000	1,00	3,00	6,00	4 092 000	
	E-410	1	220	84 000	1,00	3,00	6,00	504 000	
	E-412	1	1590	463 000	1,00	3,00	6,00	2 778 000	
	E-413	1	980	202 000	1,00	3,00	6,00	1 212 000	
Condensador D-411	E-414	1	240	88 000	1,00	3,00	6,00	528 000	
	E-415	1	30	26 000	1,00	3,00	6,00	156 000	
Total									11 664
Compresores		N°	MW	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Aire reactor R-405	G-403	3	2,60	2 942 000	1,00	1,00	2,50	19 123 000	
	G-421	4	0,25	295 000	1,00	1,00	2,50	184 375	
Total									19 307
Drums		L (m)	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Condensador D-412	D-416	4,50	1,50	30 000	1,00	1,00	4,50	135 000	
Total									135
Recipientes de Proceso		Numero	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Absorvedor	D-407	1	2,70	69 000	1,00	1,00	4,50	310 500	
Empaque D-407				40 000	1,00	1,00	1,00	40 000	
Destilación HCHO-H ₂ O	D-411	1	3,30	167 000	1,00	1,00	4,50	751 000	
Platos D-411		20	3,30	2 000	1,00	1,20	1,80	72 000	
Secador	D-419	8	4,00	177 000	1,00	1,00	4,50	6 372 000	
Total									7 546
Separador solidos		N°	m ³ /s	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Ciclón D-419	H-420	8	10	17 000	1,00	1,00	3,00	408 000	
Total									408
Bombas		Pot. (kW)	N°	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Metanol	L-401	1,5	2	7 000	1,00	1,90	4,80	67 200	
Formaldehido 42% peso	L-408	3,0	2	9 000	1,00	1,90	4,80	86 400	
Formaldehido 90% peso	L-418	4,5	2	10 000	1,00	1,90	4,80	96 000	
Total									250
Recipientes de Almacenamiento		V (m ³)	N Tks	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Formaldehido 42% peso	F-409 A	1,500	1	128 000	1,00	1,90	1,90	243 200	
Formaldehido 37% peso	F-409 B	100	1	16 000	1,00	1,90	1,90	30 400	
Formaldehido 90% peso	F-417	150	1	18 000	1,00	1,90	1,90	34 200	
Tolvas Paraformaldhido	F-422	140	2	2 000	1,00	2,10	2,10	8 400	
Total									316
CATALIZADOR		TM	US\$/TM		F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Fe ₂ (MoO ₄) ₃ /MoO ₃		23,31	50 000		1,00	1,00	1,00	1 165 500	
Total									1,166
REACTOR		N°	D (m)	US\$	F _P	F _M	F _{BM}	C _{BM}	
Reactor Formaldehido	R - 405	3	1,7	53 000	1,00	1,00	4,50	715 500	
Total									716

Tabla 12.2 Costos de Capital Planta Formaldehido

Costo total modulo simple real C_{TBM} 41 507

0.18 *

Imprevistos y Honorarios C_{TBM} 7 471

Costo de Módulo Total C_{TM} 48 978

Instalaciones Auxiliares 0.3 * C_{TM} 14 694

Capital Básico C_{GR} 63 672

Capital Básico Estimado C_{FC} 82 774

El costo de capital total para el siguiente proyecto es de MUS\$ 555, en el cual la planta de metanol representa el 85% del costo de capital.

A continuación se presenta la distribución de los costos de los equipos para cada una de las plantas y la distribución global.

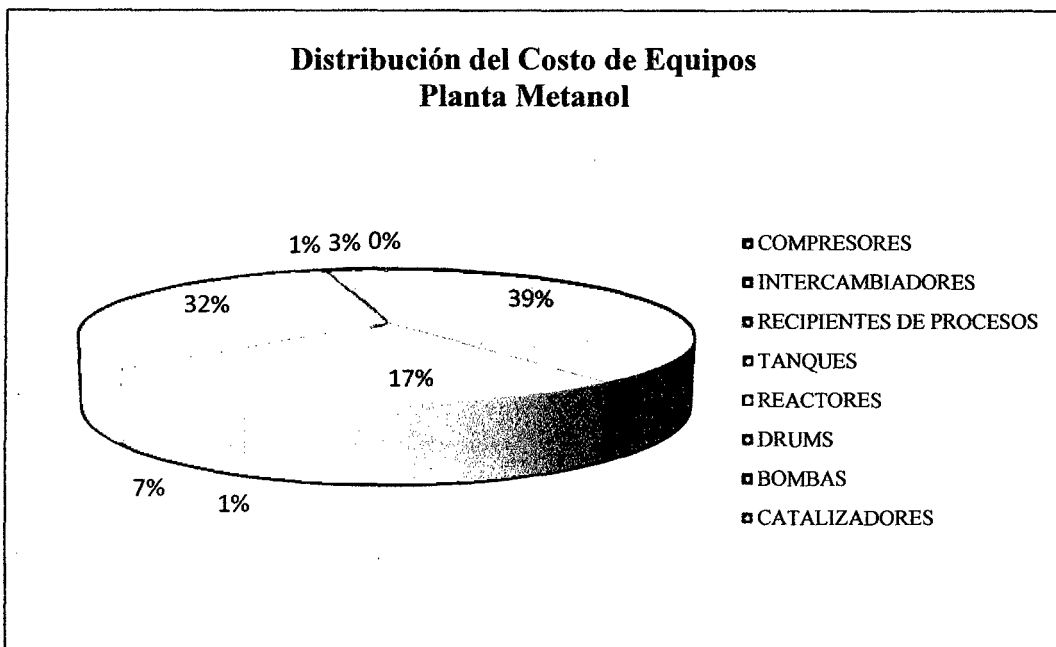


Figura 12.1 Distribución de costos de equipo planta de metanol.

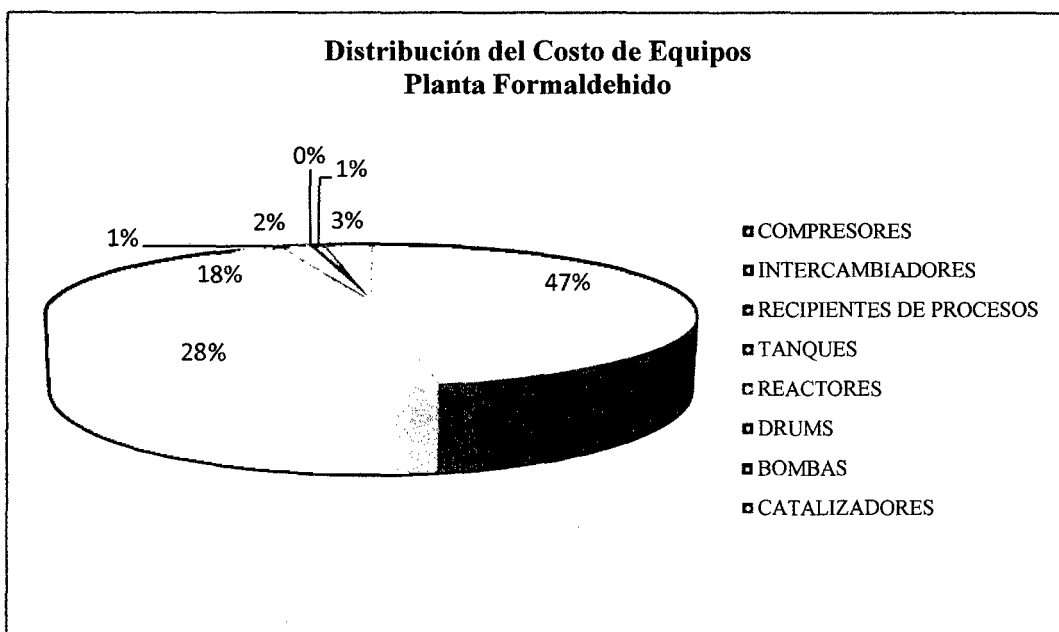


Figura 12.2 Distribución de costos de equipo planta de formaldehído.

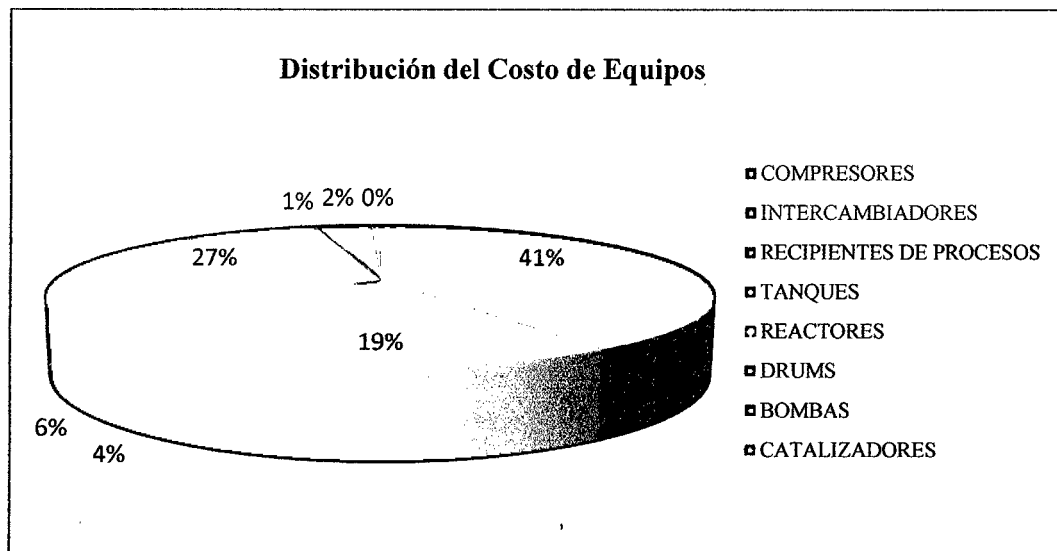


Figura 12.3 Distribución de costos de equipos.

Como se puede visualizar en la figura 12.3 el costo de los compresores es el más elevado, representa el 41% del total del costo de los equipos.

12.2. INGRESO A PARTIR DE VENTA

Es el dinero obtenido a partir de la venta de los productos terminados, en nuestro caso se trata del formaldehído al 42% en peso y el paraformaldehído, el metanol es considerado un producto intermedio y el valor obtenido por su venta se considera como créditos de subproductos.

Los precios de venta de los productos se obtuvieron del promedio de los pronósticos que se elaboraron en base a información de la SUNAT y teniendo como referencia precios de diversos proveedores, con la finalidad de que los precios considerados sean competitivos en el mercado (ver Anexo).

El ingreso por las ventas se resume en la siguiente tabla:

Producto	Producción Anual TM	Costo US\$/TM	Ingreso Anual MUS\$
Formaldehído (96% peso)	267 560	962	257,39
Formaldehído (42% peso)	402 694	394	158,66

Tabla 12.3 Capital de trabajo para el proyecto.

12.3. CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la inversión necesaria e indispensable para garantizar y asegurar el normal desarrollo del proceso productivo, el cual se recupera en su totalidad en el periodo de liquidación. La estructura del capital de trabajo está conformado por la diferencia entre los activos circulantes (inventario de materias primas, inventario de productos en proceso, inventario de productos terminados y cuentas por cobrar) y los pasivos circulantes (cuentas por pagar).

Se asume un plazo de 15 días para las cuentas por pagar, 30 días para las cuentas por cobrar, 30 días de inventario para productos terminados. Además no se considera el inventario de la materia prima (metano), porque este será abastecido continuamente a través del Gasoducto Andino del Sur.

Para facilitar el desarrollo de la evaluación económica el capital de trabajo se mantendrá constante durante el periodo de operación de la planta.

En la tabla 12.4 se presenta el cálculo para la obtención del capital de trabajo:

	TM	US\$/TM	KUS\$
ACTIVO CIRCULANTE			
Inv. Prod. en Proceso			
Metanol (10 días)	14 135,45	543	7 675,55
Inv. Prod. Terminado			
Metanol (30 días)	32 809,41	543	17 815,51
Formaldehído 42% (2 días)	2 440,57	394	961,58
Paraformaldehído (30 días)	24 323,66	900	23 399,36
Cuentas por Cobrar			
Metanol (30 días)	32 809,41	543	17 815,51
Formaldehído 42% (30 días)	36 608,55	394	14 423,77
Paraformaldehído (30 días)	24 323,66	962	23 399,36
TOTAL ACTIVO CIRCULANTE			105 4900,64
PASIVO CIRCULANTE			
Cuentas por Pagar			
Gas Natural (15 días) , MSFC	1 267,95	10 043,43	12 734,57
TOTAL PASIVO CIRCULANTE			12 734,57
CAPITAL DE TRABAJO			92 756,07

Tabla 12.4 Capital de trabajo para el proyecto.

El capital de trabajo es MUS\$ 92,76, equivalente al 16,7% del capital fijo, dicho valor se encuentra dentro del rango establecido de 10 a 20% para estimados de pre-diseño.

12.4. COSTO DE MANUFACTURA

12.4.1. GASTOS DIRECTOS

Los gastos directos están conformados por el costo de la materia prima, los créditos de subproductos, mano de obra, supervisión y mano de obra de oficina, servicios, mantenimiento y reparaciones, suministros de operación cargos de laboratorio, patentes y derechos.

El costo de materia prima, representa el consumo de gas natural de la planta durante el año, el costo del gas natural de 9,943 US\$/MBTU equivalente a 10 043,43 US\$/MSFC, viene a ser el promedio de las estimaciones de precios que se determinaron en el Estudio de Mercado (Capítulo 7), en el cual está incluido el costo del transporte, desulfurizado y de fraccionamiento, el consumo de materia prima se muestra en la siguiente tabla:

Materia Prima	Consumo Anual	Costo unitario US\$	Costo Anual KUS\$
Gas Natural, MSFC	27 895,90	10 043,43	280 160,60

Tabla 12.5 Costo de materia prima

Los créditos de subproductos, son los ingresos generados por la venta de los productos intermedios del proceso, en este caso representado por el metanol excedente que es vendido principalmente al mercado externo, los ingresos generados se presentan en la siguiente tabla:

Sub producto	Producción Anual TM	Costo US\$/TM	Costo Anual KUS\$
Metanol	360 903	543	195 970

Tabla 12.6 ingreso por sub productos

El costo de los catalizadores, se determinó en función de su vida útil determinado en el capítulo 11, el costo de cada uno de los catalizadores fue

obtenido de las páginas web de los proveedores, los costos se detallan en la siguiente tabla:

Catalizador	TM/año	US\$/TM	KUS\$/año
Reformador gas natural (NiO/MgO/SiO ₂ /Al ₂ O ₃)	8,22	15 000	123,30
Convertidor metanol (Cu/ZnO/Al ₂ O ₃)	6,90	30 000	207,00
Reactor Formaldehido (Fe ₂ (MoO ₄) ₃ /MoO ₃)	5,83	50 000	291,50
TOTAL			621,80

Tabla 12.7 Costo anual por consumo de catalizadores.

El costo de la mano de obra, es el sueldo anual del total de operadores de la planta, para lo cual primero se determinó el número de operarios necesarios, por lo que se empleó la tabla 6-2 de Gael Ulrich [98] la cual nos brindó el número necesario de trabajadores por tipo de equipo genérico, lo que se presenta en la siguiente tabla:

Tipo de Equipo Genérico	Operadores por unidad por turno	Nro. de Equipos	Nro. de operadores por turno
Instalaciones auxiliares			
Plantas de aire	1	1	1
Chimeneas	0	1	0
Torres de enfriamiento	1	1	1
Desmineralizadores de agua	0,5	1	0,5
Plantas de generación de corriente eléctrica	3	3	9
Incineradores	2	1	2
Unidades de refrigeración mecánica	0,5	1	0,5
Planta de tratamiento de agua de desecho	2	1	2
planta de tratamiento de agua	2	1	2
Transportadores	0,2	3	0,6
Evaporadores	0,3	4	1,2
Hornos	0,5	1	0,5
Motores de gas y compresores			
Ventiladores	0,05	4	0,2
Sopladores y compresores (0.1-0.2)	0,2	32	6,4
Equipo de contacto gas sólido	0,2	8	1,6

Cambiadores de calor	0,1	41	4,1
Recipientes de proceso			
Torres (si incluyen bombas auxiliares y cambiadores)	0,5	4	2
Bombas	0	6	0
Reactores	0,5	5	2,5
Separadores			
Clasificadores y espesantes	0,2	1	0,2
Separadores centrífugos y filtros	0,2	1	0,2
Ciclones	0	8	0
Filtros de bolsa	0,2	1	0,2
Recipientes de almacenamiento	0	3	0
Número de operadores por Turno			38

Tabla 12.8 Número de operadores por turno.

Se determinó que el número de operadores por turno es 38, con un sueldo mensual de US\$ 1 000 más los beneficios de ley que equivalen al 60% del sueldo, es decir un sueldo mensual total de US\$ 1 600. El costo de mano de obra se resume en la siguiente tabla:

Nro. Turnos	3
Nro. operadores por turno	38
Sueldo (US\$/año)	19 200
Costo mano de obra (KUS\$/año)	2 188,80

Tabla 12.9 Costo mano de obra por año

El costo de los servicios, está en función del consumo anual y costo unitario del servicio, cabe precisar que dicho costo consta de dos factores, el primero es la mano de obra y materiales y el segundo la energía, en nuestro caso el segundo factor es cero debido a que la energía será generada por la planta.

Materia Prima	Consumo Anual	Costo Unitario, US\$/servicio	Costo Anual, KUS\$
Agua de proceso, m ³	2 132 618	1,00	2 132,62
Agua de enfriamiento, m ³	27 377 697	0,08	2 138,40
Salmuera de enfriamiento, TM refrigeración	26 730 000	0,06	1 642,66
Aire, Km ³ std	2 222 035	0,40	888,81
Energía Eléctrica, kW-h	7 200 000	0,07	720,00
Tratamiento de agua, m ³	28 381 716	0,10	1 986,72

Tabla 12.10 Costo de servicios en un año de operación.

Los demás gastos que conforman los gastos directos se estiman a partir del valor de otras partidas, se han asumido valores para condiciones normales de operación para este tipo de plantas.

Gasto directo	Equivalente a:	Costo Anual, KUS\$
Supervisión	20% de mano de obra	437,76
Mantenimiento y reparaciones	6% Capital de trabajo	33 328,09
Suministro de operación	15% Mant. y reparaciones	4 999,21
Cargos de laboratorio	10% mano de obra	218,88
Patentes y derechos*	1% del gasto total	2 694,51

(*) El costo se obtiene a partir de una iteración

Tabla 12.11 Gastos directos de fabricación

El monto total de los Gastos Directos asciende a KUS\$ 138 118,16 considerando el ingreso por la venta de los productos intermedios.

12.4.2. GASTOS INDIRECTOS

Los gastos indirectos están conformados por los gastos generales (nomina y planta) empacado y almacenamiento, impuestos locales, seguro y depreciación, cuyo valor se estiman a partir del valor de otras partidas, se han asumido valores para condiciones normales de operación para este tipo de plantas a excepción de la depreciación que es constante.

Gasto indirecto	Equivalente a:	Costo Anual, KUS\$
Generales (nominales y planta), empacado y almacenamiento	60 % mano de obra + supervisión + mantenimiento	21 572,79
Impuestos locales	1% costo de capital	5 554,68
Seguros	1% costo de capital	2 777,34
Depreciación (lineal)	10% costo de capital	55 546,82
Total Gastos Indirectos		85 451,64
Total Gastos Indirectos (sin inc. depreciación)		29 904,82

Tabla 12.12 Gastos indirectos de fabricación

12.4.3. GASTOS GENERALES

Los gastos generales están conformados por los costos administrativos, gastos de distribución, gastos de venta, investigación y desarrollo.

Gasto Generales	Equivalente a:	Costo Anual, KUS\$
Costos administrativos	25% gastos generales	5 393,20
Gastos de distribución y venta*	10% gasto total	26 945,06
Investigación y desarrollo*	5% gasto total	13 472,53
Total Gastos Generales		45 810,79

(*) El costo se obtiene a partir de una iteración

Tabla 12.13 Gastos indirectos de fabricación

12.5. SERVICIO DE LA DEUDA

Es el costo financiero generado por el financiamiento del proyecto, el cual consiste en un apalancamiento del 60% (MUS\$ 334) de la inversión con una tasa de interés del 10% y por un periodo de 4 años, considerando una inflación del 3%.

Servicio de la Deuda (MUS\$)

	0	1	2	3	4
Moneda Corriente					
Deuda	334,0	250,0	167,0	83,5	-
Amortización		83,5	83,5	83,5	83,5
Intereses		33,4	25,1	16,7	8,4
Moneda corriente (US\$ de 0)					
Amortización		81,0	78,6	76,2	73,5
Intereses		32,4	23,6	15,2	7,3
Efecto de la inflación	-	2,5	4,9	7,4	9,6
Efecto de la inflación acumulada	-	2,5	7,4	14,7	24,3

Tabla 12.14 Servicio de la deuda.

12.6. EVALUACIÓN ECONÓMICA Y FINANCIERA

Obtenidos los valores de costo de capital, capital de trabajo, costos de manufactura y el servicio de deuda, se procede a realizar la evaluación económica y financiera, considerando para la reserva legal y la utilidad retenida, 10 % y 1 % de la utilidad neta respectivamente.

12.6.1. EVALUACIÓN ECONÓMICA

ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS - EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ de año 0)

Rubros	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1
EGRESOS										
Gastos Directos	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	116,8
Gastos Indirectos	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9
G. DE PRODUCCIÓN	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	146,7
UTILIDAD BRUTA	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0
G. Generales	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	42,1
U. DE OPERACIÓN	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2
Depreciación	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,6
RENTA NETA	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6
IMP. RENTA (30%)	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0
UTILIDAD NETA	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6
Reserva Legal	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,5
Utilidad Retenida	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Dividendos	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	93,1

FLUJO DE CAJA-EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ de año 0)

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión											
Capital Fijo	555,5										
Δ capital de trabajo		92,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-92,8
Total inversión	555,5	92,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-92,8
Utilidad Neta		102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6
Depreciación		55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5
Flujo Neto de Fondos	-555,5	65,4	158,2	158,2	158,2	158,2	158,2	158,2	158,2	158,2	250,9
Aportes	555,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dividendos	0,0	0,0	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	93,1
Saldo Anual	0,0	65,4	66,8	66,8	66,8	66,8	66,8	66,8	66,8	66,8	159,6
Caja Acumulado	0,0	65,4	132,2	132,2	132,2	132,2	132,2	132,2	132,2	132,2	759,7

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACIÓN ECONÓMICA (MUS\$ de año 0)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Activo											
Caja Banco	0,0	65,4	132,2	199,1	265,9	332,8	399,6	466,4	533,3	600,1	759,7
Inventario de Materia Prima		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Inv. De productos en Proceso		7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	0,0
Inv. De productos Terminados		42,2	42,2	42,2	42,2	42,2	42,2	42,2	42,2	42,2	0,0
Cuentas por Cobrar		55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	0,0
Activo e Intangibles Netos	555,5	499,9	444,4	388,8	333,3	277,7	222,2	166,6	111,1	55,5	0,0
Total Activo	555,5	670,8	682,1	693,4	704,7	716,0	727,3	738,6	749,8	761,1	759,7
Pasivo Corto Plazo											
Cuentas por Pagar		12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	
Dividendos		91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3
Patrimonio											
Capital Social	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5	555,5
Reserva Legal Acumulada		10,3	20,5	30,8	41,0	51,3	61,6	71,8	82,1	92,4	102,6
Utilidades Retenidas Acumuladas		1,0	2,1	3,1	4,1	5,1	6,2	7,2	8,2	9,2	10,3
Pérdidas Acumuladas		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total Pasivo	555,5	670,8	682,1	693,4	704,7	716,0	727,3	738,6	749,8	761,1	759,7

Tabla 12.15 Evaluación Económica.

12.6.2. EVALUACIÓN FINANCIERA

ESTADO DE GANANCIAS Y PERDIDAS - EVALUACIÓN FINANCIERA (MUSS de año 0)

Rubros	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INGRESOS	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1	416,1
EGRESOS										
Gastos Directos	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2	138,2
Gastos Indirectos	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9	29,9
G. DE PRODUCCIÓN	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1	168,1
UTILIDAD BRUTA	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0	248,0
G. Generales	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8	45,8
U. DE OPERACIÓN	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2	202,2
Gastos financieros	32,4	23,6	15,2	7,4						
Depreciación	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5
RENTA NETA	114,2	123,0	131,4	139,2	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6	146,6
IMP. RENTA (30%)	34,3	36,9	39,4	41,8	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0	44,0
UTILIDAD NETA	79,9	86,1	92,0	97,4	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6
Reserva Legal	8,0	8,6	9,2	9,7	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3	10,3
Utilidad Retenida	8,8	6,2	3,7	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Dividendos	63,1	71,3	79,1	86,7	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3

FLUJO DE CAJA - EVALUACIÓN FINANCIERA (MUSS de año 0)

Rubros	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Inversión											
Capital Fijo	221,5										
Amortización de la de deuda		81,0	78,6	76,2	73,9	0,0					
Δ capital de trabajo		92,8	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-92,8
Total inversión	221,5	173,8	78,6	76,2	73,9	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	-92,8
Utilidad Neta		79,9	86,1	91,0	97,4	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6	102,6
Depreciación		55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5	55,5
Flujo Neto de Fondos	-221,5	-38,3	63,1	71,3	79,1	158,2	158,2	158,2	158,2	158,2	250,9
Aportes	221,5	38,3	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Dividendos	0,0	0,0	65,2	71,3	79,1	86,7	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3
Saldo Anual	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	71,7	66,8	66,8	66,8	66,8	159,6
Caja Acumulado	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	71,7	138,3	205,1	271,9	338,8	498,4

BALANCE GENERAL PROYECTADO - EVALUACIÓN FINANCIERA (MUSS de año 0)

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Activo											
Caja Banco	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	71,4	138,3	205,1	271,9	338,8	498,4
Inventario de Materia Prima		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Inv. De productos en Proceso		7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	7,7	0,0
Inv. De productos Terminados		42,6	42,6	42,6	42,6	42,6	42,6	42,6	42,6	42,6	0,0
Cuentas por Cobrar		55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	55,6	0,0
Activo e Intangibles Netos	555,5	499,9	444,4	388,8	333,3	277,7	222,2	166,6	111,1	55,5	0,0
TOTAL ACTIVO	555,5	605,4	549,9	494,3	438,8	454,7	466,0	477,2	488,5	499,8	498,4
Pasivo Corto Plazo											
Cuentas por Pagar		12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	12,7	0,0
Amortización de la deuda	83,5	83,5	83,5	83,5							
Dividendos		63,1	71,3	79,1	86,7	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3	91,3
Pasivo largo plazo											
Deuda	250,5	167,0	83,5	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Patrimonio											
Capital Social	222,2	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7	259,7
Reserva Legal Acumulada		8,0	16,6	25,8	35,5	45,8	56,1	66,3	76,6	86,9	97,1
Utilidades Retenidas Acumuladas		8,8	15,1	18,7	19,7	20,7	21,8	22,8	23,8	24,9	25,9
Pérdidas Acumuladas		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Ajuste por Inflación	0,0	2,5	7,4	14,7	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3	24,3
TOTAL PASIVO	556,2	605,4	549,9	494,3	438,8	454,7	466,0	477,2	488,5	499,8	498,4

Tabla 12.16 Evaluación Financiera.

12.7. INDICADORES ECONÓMICOS

A partir de los datos obtenidos de las evaluaciones económica y financiera, se calculan el valor de los siguientes indicadores, los mismos que determinan la rentabilidad del proyecto.

12.7.1. INDICADORES EVALUACIÓN ECONÓMICA

Valor Presente FNF (VP FNF), MUS\$	150,1
Valor Presente Inversión (VP inv), MUS\$	614,4
Valor Presente Ingresos (VP ing), MUS\$	2 010,9
Valor Presente Egresos (VP egr), MUS\$	1 860,8
Tasa Interna de Retorno (TIR)	22,0%
Índice de Valor Presente (IVP)	0,24
Relación Beneficio/Costo (B/C)	1,08
Tiempo de Recuperación (TR), tiempo	6 años 11 meses

Tabla 12.17 Resultados Evaluación Económica.

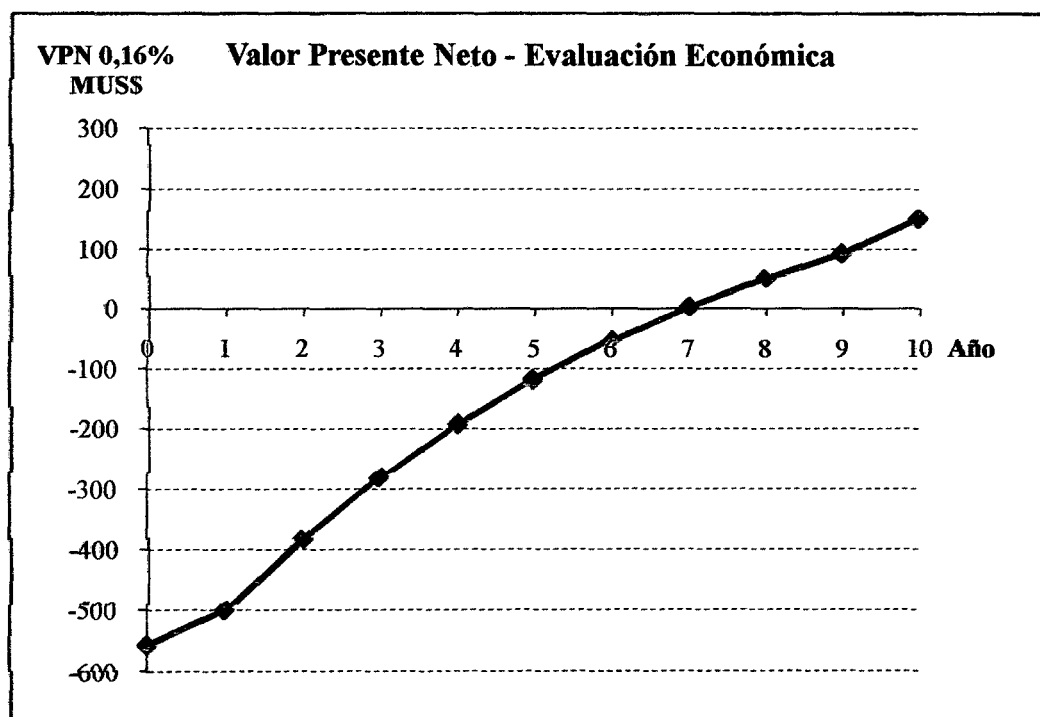


Figura 12.4 Valor presente Acumulado- Evaluación económica.

12.7.2. INDICADORES EVALUACIÓN FINANCIERA

Valor Presente FNF (VP FNF), MUS\$	224,7
Valor Presente Inversión (VP inv), MUS\$	498,3
Valor Presente Ingresos (VP ing), MUS\$	2 010,9
Valor Presente Egresos (VP egr), MUS\$	1 786,2
Tasa Interna de Retorno (TIR), %	30,0%
Índice de Valor Presente (IVP)	0,48
Relación Beneficio/Costo (B/C)	1,13
Tiempo de Recuperación (TR), tiempo	5 años 7 meses

Tabla 12.18 Resultados Evaluación Financiera.

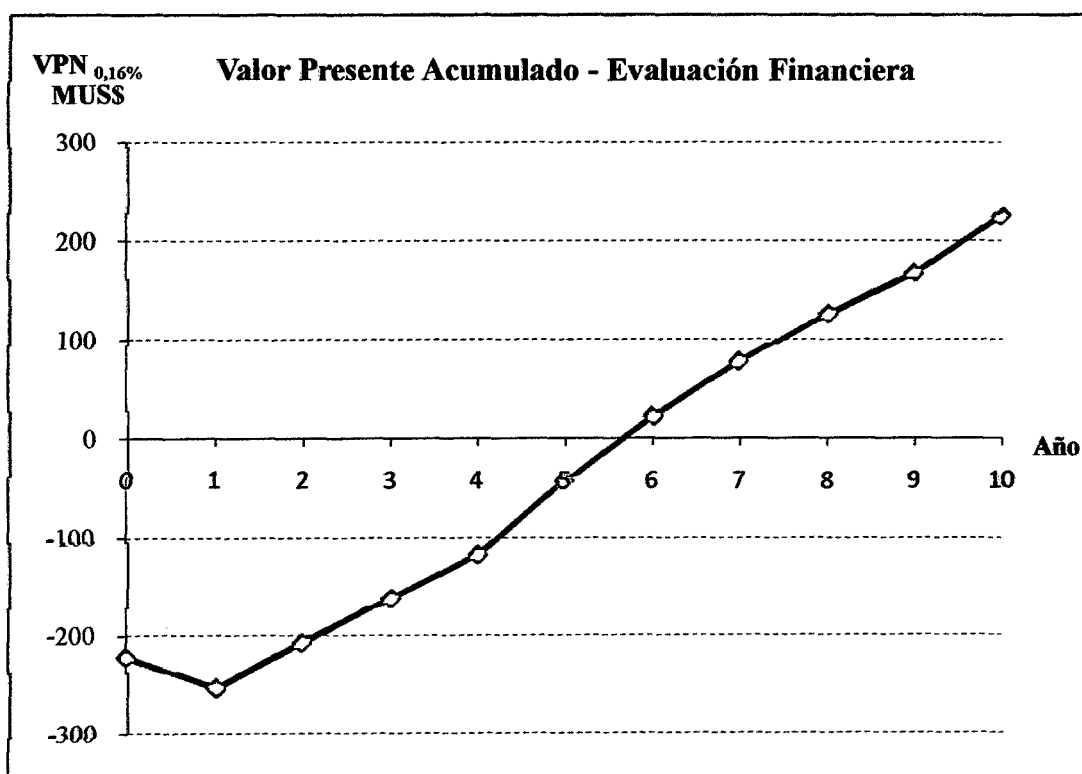


Figura 12.5 Valor presente Acumulado- Evaluación financiera.

12.8. SIMULACIÓN MONTECARLO

La simulación Montecarlo, se empleó para determinar la distribución de probabilidades de ocurrencia de las variables relevantes e independientes, con las cuales se determina un VPN para cada una de las ocurrencias, a continuación se presenta las variables relevantes de la evaluación y su variación máxima y mínima asumida:

VARIABLES	Mínimo	Estimado	Máximo
Inversión	0,80	1,00	1,20
Precio Materia Prima	0,85	1,00	1,15
Precio Producto	0,85	1,00	1,15
Precio Subproducto	0,85	1,00	1,15
Costos Variables	0,80	1,00	1,20

Tabla 12.19 Rangos de factores ocurrencia para la simulación Montecarlo.

Se realizó la simulación Montecarlo con la evaluación aleatoria de 10 000 puntos, de los cuales se obtuvo la siguiente Probabilidad acumulada para la evaluación económica y financiera:

VPN max	Número de Puntos		Probabilidad Acumulada	
	Ev. Económica	Ev. Financiera	Ev. Económica	Ev. Financiera
- 175	1	0	0,01%	0,0%
- 150	40	0	0,40%	0,0%
- 125	137	0	1,37%	0,0%
- 100	278	0	2,78%	0,0%
- 75	488	13	4,88%	0,13%
- 50	743	83	7,43%	0,83%
- 25	1 060	205	10,60%	2,05%
0	1 476	402	14,76%	4,02%
25	1 891	648	18,91%	6,48%
50	2 373	965	23,73%	9,65%
75	2 927	1 386	29,27%	13,86%
100	3 554	1 809	35,54%	18,09%
125	4 279	2 285	42,79%	22,85%
150	5 008	2 851	50,08%	28,51%
175	5 763	3 541	57,63%	35,41%
200	6 424	4 282	64,24%	42,82%
225	7 056	5 049	70,56%	50,49%
250	7 617	5 790	76,17%	57,9%
275	8 130	6 475	81,30%	64,75%
300	8 557	7 134	85,57%	71,34%
325	8 920	7 716	89,20%	77,16%
350	9 242	8 226	92,42%	82,26%
375	9 504	8 671	95,04%	86,71%
400	9 714	9 039	97,14%	90,39%

425	9 868	9 358	98,68%	93,58%
450	9 969	9 605	99,69%	96,05%
475	9 998	9 792	99,98%	97,92%
500	10 000	9 930	100,00%	99,30%
525	10 000	9 991	100,00%	99,91%
550	10 000	10 000	100,00%	100,00%

Tabla 12.20 Resultados de la simulación Montecarlo.

A partir de los valores obtenidos de la simulación Montecarlo, se determinó la probabilidad de que el proyecto no sea rentable para la evaluación económica de 14,8% y para la evaluación financiera de 4,0%, ambas representan un riesgo moderado.

A continuación se presenta la gráfica de distribución acumulada para las evaluaciones económicas y financieras.

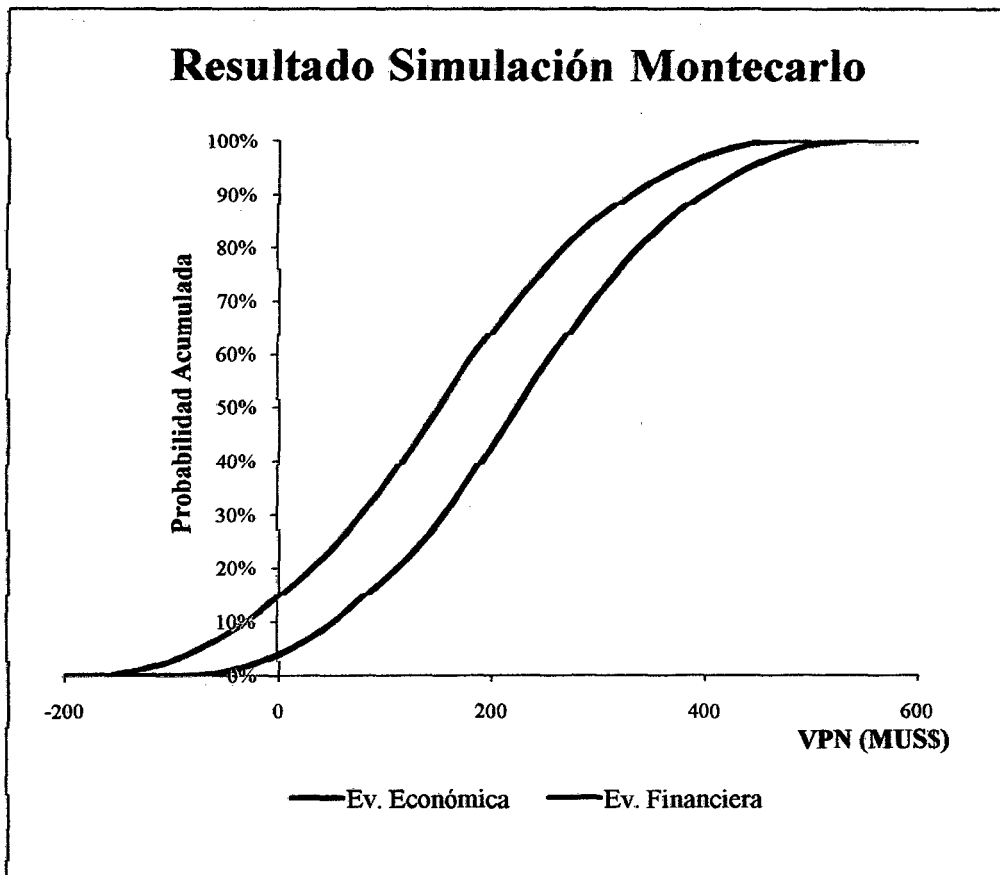


Figura 12.6 Probabilidad Acumulada de la Simulación Montecarlo.

13. EVALUACIÓN AMBIENTAL DEL PROCESO Y ESTIMACIÓN DE LOS PRINCIPALES IMPACTOS

En este capítulo se explica la normativa referida a la parte ambiental con la que deberá contar y cumplir las plantas de metanol y formaldehído; así como los principales impactos ambientales que puedan ocasionar las mencionadas plantas.

13.1 NORMATIVA

Considerando que la tesis involucra petroquímica básica e intermedia, correspondería presentar a la Dirección General de Asuntos Ambientales Energéticos del Ministerio de Energía y Minas el Estudio de Impacto de Ambiental (EIA), de conformidad con la Ley de Promoción para el desarrollo de la Industria Petroquímica - Ley N° 29163 y su Reglamento aprobado por Decreto Supremo N° 066-2008-EM, dicha institución en coordinación con el Ministerio de la Producción aprobará el mencionado estudio.

Algunas de las principales normas legales que se utilizan como referencia durante la elaboración del EIA se indican a continuación:

- Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos (Decreto Supremo N° 46-1993-EM)
- Política Nacional del Ambiente (Decreto Supremo N° 012-2009-MINAM).
- Ley General del Ambiente (Ley N° 28611).
- Ley Orgánica para el Aprovechamiento Sostenible de los Recursos Naturales (Ley N° 26821).
- Ley del Sistema Nacional de Gestión Ambiental (Ley N° 28245) y su Reglamento (Decreto Supremo N° 005-2005-PCM).
- Ley del Sistema Nacional de Evaluación de Impacto Ambiental (Ley N° 27446) y su Reglamento (Decreto Supremo N° 019-2009-MINAM).

- Ley del Sistema Nacional de Evaluación y Fiscalización Ambiental (Ley N° 29325).
- Ley de evaluación de impacto ambiental para obras y actividades (Ley N° 26786).
- Ley sobre la conservación y aprovechamiento sostenible de la diversidad biológica (Ley N° 26839).
- Ley de áreas naturales protegidas (Ley N° 26834).
- Plan Director de las Áreas Naturales Protegidas (Decreto Supremo N° 019-99-AG).
- Ley general de comunidades campesinas (Ley N° 24656).

13.2 IDENTIFICACIÓN Y EVALUACIÓN DE IMPACTOS

Esta parte se basará en el Estudio de Impacto Ambiental del Complejo de Nitrato de Amonio [78] cuya ubicación será en Ilo, específicamente en la zona declarada como Complejo Petroquímico mediante la Resolución Ministerial N° 443-2009-MEM/DM, como se determinó en el Capítulo 8 la localización de la planta metanol-formaldehído sería en dicha zona. Es preciso indicar que se considerarán los aspectos generales, toda vez que se trata de un proyecto petroquímico similar al de la presente tesis.

13.2.1 MEDIO FISICO

13.2.1.1 GEOLOGÍA Y GEOMORFOLOGÍA

La planta metanol - formaldehído se ubicaría en una pequeña terraza de origen marino en la línea de costa frente al embarcadero de Ilo, con sedimentos inconsolidados del cuaternario, resaltando en la parte baja depósitos marinos con horizontes salinos y en la parte media y alta cubierta de depósitos eólicos con cierta dinámica de desplazamiento, producto de una marcada influencia eólica, cuya geomorfología no será modificada significativamente al realizar el acondicionamiento

del terreno y la construcción de caminos de acceso para la ejecución del proyecto. Asimismo, se contarán con trabajos de restauración del área afectada para devolverla su estado original, en la medida de lo posible, restituirán la geomorfología del entorno en general.

13.2.1.2 EDAFOLOGÍA

Durante la etapa de construcción se realizará el acondicionamiento del terreno (corte, relleno, nivelación, excavaciones) para el emplazamiento del complejo y la construcción de caminos de acceso; asimismo, se construirán cimentaciones y obras civiles, para lo cual se utilizarán maquinarias y equipos pesados que pueden producir eventuales derrames de combustible y/o lubricantes, lo cual puede afectar la calidad del suelo.

Para el montaje de los equipos a utilizarse en la operación de la planta, se requerirá del apoyo de grúas y es durante su uso que se pueden producir derrames de hidrocarburos, lo que podría causar la contaminación del suelo. Asimismo, la disposición inadecuada de los efluentes domésticos y los residuos sólidos, durante las etapas de construcción y operación, pueden derivar en la contaminación de los suelos.

Durante la etapa cierre de operaciones, se utilizarán maquinarias y equipos pesados en la demolición de las estructuras y el desmontaje de instalaciones, las cuales durante su funcionamiento pueden producir derrames de combustibles y lubricantes que pueden causar la contaminación del suelo.

13.2.1.3 POSIBLE ALTERACIÓN DE LA CALIDAD DE AIRE

La alteración de la calidad del aire está referida a la presencia de sustancias en el medio, de modo que impliquen molestia para las personas, animales o plantas. Estas alteraciones en el aire están vinculadas principalmente a las emisiones gaseosas (monóxido de carbono, óxidos de nitrógeno y azufre, material particulado, etc.).

Los valores reportados en los puntos de muestreo para el caso de la planta de Nitrato de Amonio, evidencian una calidad de aire atmosférico sin afectación

aparente, según lo comparado con los Estándares de Calidad Ambiental de Aire (Decreto Supremo N° 074-2001-PCM y Decreto Supremo N° 003-2008-MINAM), se estima que ocurra lo mismo con las plantas de metanol y formaldehído.

En la etapa de construcción, la alteración de la calidad del aire estará vinculada a las emisiones gaseosas (monóxido de carbono, dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno, material particulado, entre otros) producidas por los vehículos de combustión interna utilizados para el transporte de materiales y equipos, lo cual no será significativo para el volumen vehicular que se desarrolla en la carretera Costanera Ilo-Tacna.

El acondicionamiento del terreno (corte, relleno, nivelación, excavaciones) donde se instalará el Complejo generará un incremento del material particulado, lo cual podría alterar la calidad del aire del lugar.

Durante la construcción del camino de acceso se realizarán movimientos de tierra (cortes y rellenos), explotarán canteras, se utilizaría plantas chancadoras, depósitos de excedentes, se colocaría imprimante y la carpeta asfáltica. Durante dichas actividades se emitirá material particulado y gases de combustión (durante el uso de las maquinarias y equipos) a la atmósfera, lo cual podría alterar la calidad del aire.

El efecto de las emisiones gaseosas producto de la etapa de operación, evidencia que las concentraciones de contaminación se encuentran dentro de los Estándares de Calidad para Aire D.S. 003-2008-MINAM.

Asimismo, durante la etapa de operación se estima utilizar camiones de carga pesada, vehículos ligeros para transporte de personal o actividades de operación y mantenimiento. Los camiones y vehículos generan emisiones gaseosas (monóxido de carbono, dióxido de carbono, óxidos de nitrógeno, material particulado, entre otros) que al ser emitidos al ambiente podrían alterar la calidad del aire, pero considerando el volumen vehicular que se desarrolla en la carretera Costanera Ilo-Tacna, la alteración sería leve.

Durante el cierre de operaciones se procederá a demoler las estructuras construidas (cimentaciones, oficinas, losas, otras) y al desmontaje de las instalaciones, para lo cual se requiere contar con maquinarias y equipos, en esta parte también se generarán emisiones gaseosas que podrían alterar la calidad del aire.

13.2.1.4 INCREMENTO DEL NIVEL DE RUIDO

El ruido se define como cualquier sonido excesivo, indeseable y molesto para quien lo percibe, que puede alterar las condiciones normales del ambiente en una determinada zona.

La medición del Nivel de Ruido Equivalente (Leq) y valores máximos y mínimos de este parámetro dentro del área de influencia, confirman que en horario diurno y nocturno no se sobrepasan los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) de Ruido Decreto Supremo N° 085-2003-PCM para la zona Industrial.

En la etapa de construcción los ruidos serán emitidos por las fuentes móviles, entre los que se encuentran los vehículos y maquinarias pesadas (retroexcavadora, grúas, topadora, cargador frontal, motoniveladora, hormigonera, entre otros), que se utilizarán principalmente durante el acondicionamiento del terreno, el montaje de estructuras, la instalación del ducto, las cimentaciones y construcción de obras civiles.

Durante la construcción del camino de acceso se realizaría movimientos de tierra (cortes y rellenos), explotarán canteras, por lo que se emitirá ruido situación que podría alterar los niveles de ruido base del lugar.

Durante la etapa de operación, las fuentes fijas de ruido más significantes serán el tren compresor, los ventiladores y las válvulas de alta presión para el caso de las plantas de Metanol y Formaldehído.

Durante el cierre de operaciones se procederá a demoler las estructuras construidas (cimentaciones, oficinas, losas, otras) y al desmontaje de las instalaciones, para lo cual se requiere contar con maquinarias y equipos, lo cual generaría ruidos que podrían alterar los niveles de ruido del lugar.

13.2.2 MEDIO BIOLÓGICO

13.2.2.1 PAISAJE

El área se ubica en la zona de vida (concepto que clasifica los efectos biológicos de la temperatura, las precipitaciones, la altitud y la región latitudinal para determinar el tipo de vegetación que se encuentra en una zona) del desierto superárido - templado cálido, en una terraza media de origen marino con un relieve ondulado y una alta influencia eólica, donde la presencia de vegetación es escasa; solo se evidencia presencia de algunos arbustos y gramíneas efímeras que aparecen durante la estación de lluvias veraniegas.

El uso actual de la tierra, en base a la clasificación de la Unión Geográfica Internacional (UGI), se determinó como terrenos sin uso y/o improductivos (Terrenos de litoral marino), sin embargo, se resalta que esta área ha sido clasificada como zona geográfica determinada para la instalación de un Complejo Petroquímico de Desarrollo Descentralizado según Resolución Ministerial N° 443- 2009-MEM/DM.

La calidad escénica puede ser alterada durante la etapa de construcción por la presencia de fuerza laboral, así como por la presencia de nuevos elementos de origen antropogénicos al área en las actividades de cimentación, obras civiles y montajes de estructuras.

La calidad escénica puede ser alterada también por los movimientos de tierra que se realizarán durante el acondicionamiento del terreno donde se ubicará la planta, la construcción de los caminos de acceso.

En la etapa de operación, la calidad escénica será alterada por la operación del Complejo Petroquímico; sin embargo, tomando en cuenta que la calidad escénica del área se encuentra actualmente alterada por la presencia de la Central Térmica, operada por EnerSur, y que el área donde se ubicará el Proyecto ha sido destinada para el desarrollo de proyectos petroquímicos, se podría indicar que la alteración sería leve.

En la etapa de cierre de operaciones, se procederá a las demoliciones de la infraestructura y la restauración del área (en lo posible a las condiciones iniciales del área del Proyecto), lo cual favorecerá a la recuperación de la calidad escénica.

13.2.2.2 FLORA

El área de ubicación se encuentra en la zona de vida del desierto superárido-templado cálido, donde existe poca presencia de flora. Se identificó una única especie de cactus (*Eriosyce islayensis*), la cual se encuentra categorizada como vulnerable según la legislación nacional (Decreto Supremo N° 043-2006-AG).

13.2.2.3 FAUNA

En el área se identificó solo una especie de herpetofauna conocida como gecko o salamanqueja (*Phyllodactylus gerrhopygus*); una sola especie de ave, el gaviotín peruano (*Sternula lorata*); una especie de zorro (*Lycalopex sp.*) y algunos artrópodos, en los cuales los Lepismatidae son claramente residentes del área y Diptera, Hemiptera y Lepidoptera, parecen ser solo transeúntes en un zona que carece de recursos para su alimentación.

Debido a la baja diversidad y abundancia de fauna en la zona, el acondicionamiento del terreno, el transporte de materiales de construcción y equipos, la construcción del camino de acceso, la presencia de fuerza laboral, la operación del Complejo Petroquímico, generarán un impacto no significativo o leve en la fauna terrestre.

13.2.3 MEDIO SOCIAL

Se prevé que los potenciales impactos sociales tienen como principal entorno social a la ciudad de Ilo, debido a que actualmente dentro del área de influencia directa e indirecta no existen poblaciones, viviendas ni alguna actividad económica. Asimismo, considerando que Ilo se ubica a 20 kilómetros del futuro complejo, es

considerado como el centro político y económico de la zona y será el que interactuará con el Proyecto.

13.2.4 DEMOGRAFÍA

13.2.4.1 POSIBLE ALTERACIÓN DE LA DINÁMICA DE MIGRACIÓN

El requerimiento de mano de obra para la etapa de construcción puede ser un incentivo para que algunas personas o familias se establezcan en la ciudad de Ilo con el propósito de solicitar a la empresa algún puesto de trabajo que esté disponible. Este proceso se verá facilitado si las personas inmigrantes tienen familiares o amigos cercanos que estén residiendo en la ciudad de Ilo.

13.2.5 ECONOMÍA

13.2.5.1 INCREMENTO DEL NIVEL DE EMPLEO

Durante la etapa de construcción, se requerirá contratar personal hasta aproximadamente 1 000 personas durante el pico de las actividades. Los puestos de trabajo a generarse durante esta etapa podrán ser ocupados por la población local, siempre y cuando cumpla con las condiciones establecidas por la(s) empresa(s) constructora(s).

Durante la etapa de operación el nivel de mano de obra no calificada será menor que en la etapa de construcción y estará limitada a puestos específicos, como por ejemplo operadores y conductores.

13.2.5.2 POSIBLE ALTERACIÓN DE LA DINÁMICA ECONÓMICA

La contratación de personal local para las obras civiles durante la etapa de construcción en la ciudad de Ilo mejorará los niveles de empleo local, repercutiendo en el aumento de la capacidad adquisitiva de las familias locales. Esta mayor capacidad de gasto de las familias involucradas generará un mayor nivel de consumo, lo cual se reflejará en un mejor nivel de vida de la población y por efecto

multiplicador, estos beneficios pueden desplazarse a otros sectores dentro de la economía local de manera indirecta.

En la etapa de operación, la contratación de trabajadores y empleados para todo el proceso productivo y de comercialización mantendrá una dinámica económica y comercial dentro del área de estudio, aunque no de manera significativa debido al reducido requerimiento de mano de obra que se requerirá para esta etapa.

13.2.5.3 INTERFERENCIA CON LA ACTIVIDAD DE PESCA ARTESANAL

De acuerdo a las indicaciones de DICAPI, las embarcaciones pequeñas por seguridad no deben aproximarse a las embarcaciones de mayor tamaño, por lo que cuando ingrese un buque deberá evitar la presencia de embarcaciones de pesca artesanal en las inmediaciones del muelle de EnerSur, para evitar cualquier incidente como resultado de la interacción con los buques de carga.

Del mismo modo, durante los procesos en el muelle de EnerSur, las embarcaciones menores deberán desviar su recorrido y mantener una distancia mínima de seguridad del buque de carga.

13.2.6 SOCIOCULTURAL

13.2.6.1 MALESTAR DE LOS USUARIOS DE LA CARRETERA

Durante la etapa de construcción se incrementará el tráfico vehicular durante el transporte de materiales y equipos, lo que podría causar el malestar de los usuarios de esta vía. Este impacto se podría presentar de igual forma durante el desmontaje de las instalaciones durante la etapa de cierre de operaciones.

En la etapa de operación se estima utilizar camiones de carga pesada al día y vehículos ligeros para el transporte de personal o actividades de operación y mantenimiento, los cuales tendrán un impacto poco significativo en el tráfico vehicular de la carretera Costanera Ilo -Tacna.

13.2.6.2 POSIBLE ALTERACIÓN DE EVIDENCIAS ARQUEOLÓGICAS

Durante la etapa de construcción, con los trabajos de acondicionamiento (corte, relleno, nivelación y excavaciones), no se descarta la posibilidad de que se encuentren algunos vestigios o restos antiguos que podrían dañarse durante el desarrollo de esta actividad.

14. ASPECTOS DE SEGURIDAD

En este capítulo se desarrolló los aspectos más importantes relacionados a la seguridad que se deberá tener en cuenta en la planta de metanol y formaldehído, lo cual incluirá normas aplicables. Se debe precisar que en el Perú no existe una normativa específica de seguridad para la industria petroquímica; sin embargo, se cuenta con un Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos aprobado por el Decreto Supremo N° 043-2007-EM, el cual considera diversas normas internacionales.

14.1 CONSIDERACIONES GENERALES

14.1.1. DOCUMENTOS NECESARIOS DE SEGURIDAD

De acuerdo al mencionado Reglamento las plantas metanol y formaldehído deberán contar con lo siguiente:

14.1.1.1. ESTUDIO DE RIESGOS

Estudio que cubre aspectos de seguridad en las instalaciones de hidrocarburos y en su área de influencia, con el propósito de determinar las condiciones existentes en el medio, así como prever los efectos y las consecuencias de la instalación y su operación, indicando los procedimientos, medidas y controles que deberán aplicarse con el objeto de eliminar condiciones y actos inseguros que podrían suscitarse.

14.1.1.2. PLAN DE CONTINGENCIA

Instrumento de gestión elaborado para actuar en caso de derrames de hidrocarburos, sus derivados o material peligroso y otras emergencias tales como incendios, accidentes, explosiones y desastres naturales. Asimismo, se considera la

definición establecida en la Ley N° 28551, Ley que establece la obligación de elaborar y presentar Planes de Contingencia.

14.1.1.3. REGLAMENTO INTERNO DE SEGURIDAD INTEGRAL (RISI)

Documento que contiene las normas y disposiciones propias de cada actividad específica de hidrocarburos destinadas a regular el curso del trabajo, a fin de que éste se desarrolle en óptimas condiciones de seguridad, de acuerdo con la realidad de la zona.

14.1.1.4. PROCEDIMIENTO DE TRABAJO Y PERFIL DE SEGURIDAD

Documento que establece la secuencia de acciones, forma correcta de ejecución, equipo de seguridad requerido y demás información necesaria para realizar cada trabajo específico de manera segura (perfil de seguridad), protegiendo la salud de los trabajadores y al medio ambiente.

14.1.1.5. PROGRAMA ANUAL DE ACTIVIDADES DE SEGURIDAD (PAAS)

Es un documento de periodicidad anual, que contiene los objetivos y actividades a desarrollarse, conducentes al logro y mantenimiento de las condiciones óptimas de Seguridad. El PAAS comprende como mínimo la capacitación del RISI y el Plan de Contingencia.

14.1.2. SEGURIDAD CONTRA INCENDIO

De acuerdo al artículo 103 del Decreto Supremo N° 043-2007-EM, el manipuleo y protección contra incendio de productos oxigenados como el metanol y otros materiales peligrosos oxigenados, lo cual incluye al formaldehído, sea que se almacenen puros o en mezclas, deben ser tratados de acuerdo a lo siguiente:

- El tratamiento para el manipuleo, protección del personal y primeros auxilios debe corresponder a lo que establezcan las Cartillas de Seguridad

de Material Peligroso (CSMP) o Material Safety Data Sheet (MSDS), de acuerdo a su clasificación de Naciones Unidas (UN), así como a lo que el fabricante indique para cada caso.

- Los métodos de protección contra incendio, sean manuales o fijos, obedecerán a lo específicamente normado y recomendado por el código National Fire Protection Association -NFPA 11 u otras normas equivalentes.
- Los agentes de espuma que se utilicen deberán ser listados en sus especificaciones de calidad y tasas de aplicación para el producto a proteger, según NFPA, Factory Mutual System (FM) u otras normas comprobadamente equivalentes, a falta de normas nacionales.

Como no existe una norma nacional específica para el caso de las plantas de metanol y formaldehído, se van a considerar los artículos del Reglamento de Seguridad para las Actividades de Hidrocarburos que son aplicables para las plantas de procesamiento de hidrocarburos.

14.1.2.1. REQUISITOS EN SISTEMAS DE SEGURIDAD CONTRA INCENDIO PARA LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO (ARTÍCULO 167)

Las Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos deberán ser provistas de instalaciones, sistemas y equipos para la lucha contra incendio acordes con su capacidad, complejidad y características de los productos que procesan y manufacturan, de acuerdo con las normas establecidas en el presente Reglamento y el Estudio de Riesgos.

Cada vez que se realice una modificación o ampliación del proceso productivo o del sistema de almacenamiento o de servicio, deberá efectuarse un Estudio de Riesgo y la actualización del Plan de Contingencia, siempre y cuando tal modificación implique un cambio en la complejidad y/o la producción de productos

diferentes o una variación mayor al treinta por ciento (30%) en el volumen de la capacidad instalada.

14.1.2.2. PROVISIÓN DE LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO (ARTÍCULO 168)

Las Plantas de Procesamiento deberán estar provistas como mínimo de:

- Sistema contra incendio fijo, semifijo, móvil y/o combinado, a base de agua, diseñado para combatir el máximo riesgo probable, de acuerdo a las normas NFPA 13, 15, 20, 22, 24 y 25.
- Sistema de alarma contra incendio, audible en toda la instalación y área de influencia (NFPA 72 o equivalente).
- Sistemas y/o equipos para la generación y aplicación de espumas mecánicas, Listados para los productos que se procesan o almacenan de acuerdo con el máximo riesgo probable de la instalación y normas NFPA 11.
- En las unidades de proceso y en áreas críticas, cuando sea posible, se podrá implementar el sistema de vapor de agua para usarlo como sistema contra incendio.
- Cuando el sistema y/o el Estudio de Riesgos lo determine, se dispondrá de unidades móviles contra incendio y rescate, dotadas del Personal y equipo adecuado para combatir incendios, las cuales deberán ser construidas bajo normas NFPA u otras comprobadamente equivalentes y aceptadas por OSINERGMIN.
- Un número de extintores portátiles y rodantes contra incendio, de acuerdo a cada riesgo individual a proteger. El equipo extintor deberá ser de calidad, certificado y con oportuno mantenimiento, según lo indicado en el Título III del presente Reglamento.

- Instrumentos portátiles necesarios para medir explosividad y contaminantes propios de la industria.

14.1.2.3. NECESIDAD DE QUE CADA INSTALACIÓN DE HIDROCARBUROS CUENTE CON UNA ESTACIÓN DE PRIMEROS AUXILIOS (ARTÍCULO 169)

Cada instalación de hidrocarburos deberá contar con una estación de Primeros Auxilios, así como con el equipo y Personal necesario para atender las Emergencias médicas que pudieran presentarse.

14.1.2.4. SERVICIO DE PROTECCIÓN CONTRA INCENDIO PERMANENTE EN LAS PLANTAS DE PROCESAMIENTO (ARTÍCULO 170)

Las Plantas de Procesamiento deben mantener un servicio de protección contra incendio permanente, acorde con su capacidad y riesgo. Las brigadas auxiliares podrán conformarse con el Personal de la propia Planta de Procesamiento.

Para brindar estos servicios también podrá contratarse a terceros, bajo la responsabilidad y supervisión de la Empresa Autorizada, a través de la dependencia responsable de la Seguridad de la Instalación de Hidrocarburos.

Las Plantas de Procesamiento de Hidrocarburos deberán tener una organización de Seguridad y contra incendio, dirigida por un profesional colegiado y especializado en la materia, responsable de que el equipo de Seguridad sea apropiadamente mantenido y el Personal sea entrenado en la Seguridad de la instalación. Las inspecciones deberán ser llevadas a cabo de acuerdo con las normas API, códigos NFPA, normas equivalentes o sustitutorias.

14.1.2.5. EQUIPO DE PROTECCIÓN PARA EL PERSONAL CONTRA INCENDIO Y RESCATE (ARTÍCULO 171)

El equipo de protección para el personal contra incendio y rescate (trajes aluminizados, cotonas, cascos, guantes, trajes químicos encapsulados, botas, equipos de aire autocontenido, entre otros), deberá ser regulado por las normas técnicas nacionales y a falta de éstas, por las normas de la NFPA, así como certificado según corresponda por Underwriters Laboratories Inc. (UL), American National Standard Institute (ANSI), Occupational Safety and Health Administration (OSHA) u otra norma equivalente aceptada por OSINERGMIN.

14.1.2.6. PROTECCIÓN A LAS UNIDADES DE PROCESOS (ARTÍCULO 172)

Las unidades de procesos deberán estar protegidas por equipos contra incendio portátiles y rodantes, de acuerdo a cada riesgo individual y a lo que se establezca en el Estudio de Riesgos.

14.1.3. OTRAS CONDICIONES DE SEGURIDAD

14.1.3.1. ACCESOS LIBRES (ARTÍCULO 173)

Se deberá mantener permanentemente libres los accesos a las áreas de operación, escaleras, plataformas, equipos contra incendios, entre otros.

14.1.3.2. ENTRENAMIENTO DEL PERSONAL (ARTÍCULO 174)

Las Plantas de Procesamiento mantendrán a su Personal entrenado en forma permanente principalmente en:

- Aspectos de Seguridad en los diferentes procesos de sus operaciones y posibles Emergencias.
- Manejo de extintores y equipos contra incendio.

- Combate de incendios y control de Emergencias de Materiales Peligrosos.
- Primeros Auxilios, incluyendo resucitación cardiopulmonar.

14.1.3.3. INFORMACIÓN AL PERSONAL DE LOS SUBCONTRATISTAS SOBRE RIESGOS Y PLANES DE EMERGENCIA (ARTÍCULO 175)

El Personal de los Subcontratistas que trabajen en las Plantas de Procesamiento deberá ser debidamente informado sobre los riesgos y planes de emergencia de la instalación de hidrocarburos, así como ser específicamente entrenado si su participación fuese requerida.

14.1.3.4. PROHIBICIÓN DE ACCESO A HORNOS, TANQUES O SIMILARES (ARTÍCULO 176)

Está prohibido el ingreso a hornos, tanques o similares, sin haberse puesto fuera de servicio, aislado, enfriado y libre de gases, de acuerdo a los Procedimientos de Trabajo (Perfil de Seguridad) para ingreso a espacios confinados que se establezcan en el Reglamento Interno de Seguridad Integral (RISI), con que necesariamente debe contar cada operación.

14.1.3.5. EQUIPO ALTERNO PARA LOS EQUIPOS DE BOMBEO CRÍTICO (ARTÍCULO 177)

Los equipos de bombeo crítico cuyas paradas frecuentes o intempestivas puedan ser causa de peligro para el Personal o la Instalación de Hidrocarburos, deberán tener un equipo alternativo.

14.2. CONSIDERACIONES ESPECÍFICAS PARA EL METANOL

14.2.1. TRANSPORTE Y DISTRIBUCION

En todas las etapas del transporte y de la distribución, el metanol se debe almacenar con seguridad y manejar responsablemente. Esto reduce al mínimo el riesgo para la población y para el medio ambiente, y preserva la calidad del producto. Las formas más comunes del transporte a granel del metanol por todo el mundo son por: navío, lancha a remolque, ferrocarril, camión y gasoductos.

14.2.1.1. EVITAR LA CONTAMINACIÓN

Al transferir o almacenar metanol, es preferible usar sistemas dedicados. Los sistemas no dedicados deben lavarse con un chorro de agua y ser puestos a prueba antes de utilizarlos, para asegurar la integridad del producto.

El equipo se debe marcar claramente indicando que es sólo para el servicio del metanol. Cuando no esté en uso, el equipo debe protegerse contra la contaminación.

14.2.1.2. MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN

Los materiales y los métodos de construcción deben ser compatibles con el servicio del metanol. Este alcohol es no corrosivo con la mayoría de los metales a temperatura ambiente; las excepciones incluyen el plomo, el magnesio y el platino. El acero blando es generalmente el material de construcción predilecto.

Los tanques construidos con aleaciones de cobre, zinc (incluido el acero galvanizado), el aluminio o los plásticos no son convenientes para las soluciones de metanol agua.

Mientras que los plásticos se pueden utilizar para el almacenaje a corto plazo, no se recomiendan generalmente para el almacenamiento de larga duración debido a los efectos de deterioro y al riesgo subsiguiente de contaminación.

Además, las capas de cobre (o de aleaciones de cobre), de zinc (incluido el acero galvanizado) o de aluminio se deterioran lentamente. Muchas resinas, nylons y cauchos, particularmente nitrilo (bunaN), caucho de propileno de etileno (EPDM), teflon y neopreno se utilizan satisfactoriamente como componentes de equipos en el servicio del metanol.

14.2.1.3. MÉTODOS DE CONSTRUCCIÓN

Los contenedores de almacenaje y sistemas de transferencia deben estar diseñados de acuerdo a los estándares de ingeniería apropiados, y deben cumplir con todos los requisitos legislativos.

Los tanques de almacenaje de construcción con soldaduras son los más adecuados, estos deben disponer de contención secundaria tal como diques o bunds para reducir riesgos de incendio y para prevenir derrames grandes. Los tanques y contenedores grandes deben tener dispositivos de control tales como medidores de niveles, respiraderos y válvulas de descarga de presión, así como descarga a tierra. En ciertos lugares, se puede hasta requerir la recuperación del vapor.

Para mantener las concentraciones de emisiones de metanol por debajo de los límites permisibles de exposición en áreas o edificios confinados, es necesario contar con sistemas de ventilación. Las áreas de almacenaje deben mantenerse inaccesibles al personal no autorizado.

14.2.1.4. TUBERÍAS Y MANGUERAS

Las mejores prácticas de la industria hacen uso de la tubería de acero blando con juntas soldadas compatibles con el metanol. En general, las conexiones que utilizan bridas (o flanges) no se utilizan. En la mayoría de las situaciones de carga y descarga, la posibilidad de generación de una chispa debido a la acumulación de electricidad estática es mínima, pues la conductividad eléctrica del metanol es relativamente alta. Los límites de velocidad se deben considerar en relación al

descenso de la alta presión, a los impactos hidráulicos, y a las probabilidades de erosión o corrosión.

Los materiales no ferrosos no se deben utilizar para la construcción de tuberías permanentes.

Las mangueras de goma deben tener un refuerzo interno de alambre para durabilidad y continuidad eléctrica, y se deben utilizar solamente para las conexiones temporales. El material de la manguera debe ser compatible con el metanol.

Todas las mangueras se deben etiquetar claramente para el servicio del metanol solamente, los extremos se deben encapsular o proteger de alguna manera contra la contaminación, cuando la manguera no se encuentre en uso.

Antes de poner cualquier tubería o manguera nueva al servicio del metanol, debe ser lavada a fondo con agua y luego con metanol para asegurarse de que esté libre de todo contaminante.

14.2.1.5. FORMAS DE CONTROL DE VAPOR

Para controlar las emisiones de vapor de metanol de los tanques de almacenaje se pueden usar techos flotantes. Para la prevención de formaciones de atmósferas explosivas en espacios de vapor dentro de los tanques se pueden utilizar cubiertas de gases inertes.

El gas inerte preferido es el nitrógeno seco y debiera estar prácticamente libre de dióxido de carbono (CO₂), la presencia de CO₂ puede afectar la calidad del metanol al aumentar su acidez. Para controlar las presiones de los tanques se utilizan normalmente válvulas de escape de vacío de presión.

14.2.1.6. VENTILACIÓN

El metanol puede ser ventilado a la atmósfera mediante válvulas de descarga de vacío de presión, arrestallamas o interruptores de corte de vacío.

Las tuberías para recolectar el exceso del producto no se recomiendan debido al goteo de condensación del metanol que se produce cuando la temperatura

ambiente es más baja que la temperatura del contenedor. Esto puede producir un incendio y ser un peligro medioambiental. Pintar los tanques de color blanco u otros colores reflectores reducirá los escapes de vapor.

14.2.1.7. LIMPIEZA Y MANTENIMIENTO

Para todo método de transporte, los recipientes del metanol deben ser examinados para asegurarse de que estén limpios y bien mantenidos, antes de ser cargados. Cualquier problema mecánico o de contaminación deberá resolverse de inmediato.

Para entrar a los navíos o tanques de almacenaje para su limpieza y mantenimiento se deben seguir las regulaciones locales. Las siguientes sugerencias son solamente una

Guía general:

- Llenar parcialmente y purgar 3 ó 4 veces con agua.
- Abrir los portales superiores e inferiores de inspección para ventilación natural. En el caso de tanques grandes, instalar dispositivos para la circulación de aire.
- Antes de entrar, el tanque o navío debe estar “libre de gases”; asegurarse de controlar que los niveles de oxígeno y de combustible sean los adecuados.
- Los portales de inspección deben estar bajo cerradura cuando no estén en uso, para evitar la entrada de personas no autorizadas.
- Nadie debe entrar a un lugar cerrado si no cuenta con vigilancia.
- Al menos dos rutas de escape deben existir para la salida de todas las áreas de almacenamiento y manejo del producto.

14.2.2. PROTECCIÓN PERSONAL

14.2.2.1. PRECAUCIONES DE SEGURIDAD

Todo el personal debe estar al tanto de las características peligrosas del metanol y tener precaución para evitar el contacto con el producto.

Bajo cualquier condición evite la respiración prolongada o repetida de vapores del metanol.

Para tener condiciones de trabajo seguras se requiere ventilación apropiada. El tipo de ventilación dependerá de factores tales como espacios confinados, temperatura, corrientes de convección y la dirección del viento, lo cual debe considerarse al determinar la ubicación, el tipo y la capacidad del equipo. Si se utiliza la ventilación mecánica, deberán instalarse ventiladores a prueba de chispas.

El metanol debe ser almacenado siempre dentro de sistemas cerrados o de contenedores aprobados y dejarlos abiertos en la atmósfera. Los envases se deben etiquetar de acuerdo con las regulaciones y requisitos locales.

Se deben instalar fuentes o botellas para enjuagar los ojos en lugares estratégicos en el lugar de trabajo. Cuando se manejen grandes cantidades de metanol, se deben instalar duchas de seguridad provistas de sistemas rápidos de apertura de válvulas y con protección anticongelante. Deben estar accesibles los aparatos respiratorios y equipos de resucitación.

14.2.2.2. EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL

El nivel de riesgos de exposición al metanol dictaminará el nivel adecuado de equipo de protección personal que se requiera (EPP).

Como mínimo, recomendamos usar gafas de seguridad y guantes apropiados para la tarea, dependiendo de la situación el EPP puede también incluir calzado apropiado, protectores faciales, protección respiratoria, ropa resistente al fuego, o trajes químicos.

14.2.3. SEGURIDAD CONTRA INCENDIOS

14.2.3.1. INFLAMABILIDAD

El metanol es definido por la Asociación Nacional de la Protección Contra Incendios (NFPA en inglés) y la Occupational Safety and Health Administration (OSHA) (Administración de Salud para la Seguridad Ocupacional) en los E.E.U.U. como líquido inflamable de clase 1B.

Las soluciones del metanol que contienen hasta un 74% de agua son clasificadas por la NFPA como un inflamable.

14.2.3.2. PRECAUCIONES DE SEGURIDAD

El punto inferior de inflamación y el alcance explosivo del producto requiere instalaciones adecuadas para manejar el metanol con precaución. Asimismo, se indica una lista de seguridad general:

- Fumar debe prohibirse.
- El acceso vehicular debe controlarse estrictamente.
- La ventilación debe ser suficiente para soportar los niveles de vapores máximos en los edificios.
- En las salas libres de metanol, como la sala de control o de fumadores puede que se requiera presión positiva.
- Los respiraderos con salida a la atmósfera de los tanques de almacenaje se deben tomar para el escape de emergencia de vapor de incendio.
- El equipo eléctrico debe ser a prueba de explosiones según el código nacional de requisitos eléctricos.
- La descarga eléctrica a tierra se requiere para todo el equipo, incluyendo tanques, tuberías, bombas, navíos, filtros, etc.

- Para incendios de metanol se recomienda el uso de equipos de espumas sintéticas resistentes al alcohol ARAFFF con 6% de proporción de espuma (con agua).
- Para pequeños incendios deben estar disponibles extinguidores a base de polvo seco para productos químicos. Deberán estar al alcance una cantidad adecuada de los mismos.
- Las boquillas deben colocarse estratégicamente y contar con las mangueras adecuadas.
- Los derrames pequeños deben remediarse con arena, tierra u otro material absorbente no combustible, y el área deberá luego limpiarse con agua. Derrames mayores deben diluirse con agua y contenerse para luego ser despojados adecuadamente.
- La iluminación debe tener masa a tierra. Embarcaciones y estructuras de altura deben llevar pararrayos con masa a tierra.

14.2.3.3. TÉCNICAS PARA COMBATIR INCENDIOS

Las llamas de un incendio de metanol son prácticamente invisibles bajo la luz del día, sin producción de hollín o humo. Pueden ser detectadas por el calor generado, por la radiación del calor, o por el quemado de materiales en el área afectada. Polvo químico seco, dióxido de carbono (CO₂) y espumas resistentes al alcohol, extinguen fuegos de metanol mediante la privación de oxígeno. El agua reducirá el calor y diluirá el metanol líquido. Niebla o rocíos finos absorberán los vapores de metanol, apagarán el calor y proveerán una cortina evitando el avance de las llamas en dirección a favor del viento.

Los incendios pequeños pueden extinguirse en su primera etapa, utilizando polvos, CO₂, o espumas. Tenga en cuenta que el metanol puede volver a encenderse espontáneamente, debido a las altas temperaturas ambientales que pueden superar la temperatura de autoignición.

Además de su efecto refrigerante, el agua puede ser eficaz para diluir el metanol al punto donde ya no sea más inflamable. La cantidad de agua requerida será tres a cuatro veces mayor que el volumen del metanol.

Los sistemas de rocío permanente son muy eficaces para controlar los fuegos potencialmente grandes en su primera etapa. Las bombas de agua están instaladas, generalmente, en tanques de almacenaje para enfriar las estructuras adyacentes y los tanques aledaños en la eventualidad de un incendio. El uso de espumas sintéticas resistentes al alcohol ARAFF es una manera eficaz para combatir grandes incendios. Las espumas resistentes al alcohol, a base de proteínas son también adecuadas.

14.2.3.4. EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL PARA COMBATIR INCENDIOS

Es importante considerar detenidamente cuáles son los peligros de exposición a productos químicos o a temperaturas elevadas. Los equipos de vestimenta estructural contra incendios no son suficiente protección ante el metanol. Además de los vapores del metanol, los bomberos pueden exponerse a productos combustibles como el formaldehído y el monóxido de carbono, que se forman bajo condiciones de falta de oxígeno. Por lo tanto, el personal de bomberos debe usar máscaras completas de presión positiva, con aparatos respiratorios autónomos o una línea de oxígeno.

La protección química puede proveerla la ropa, los guantes y el calzado impermeables. Los materiales adecuados incluyen el plástico, el neopreno o el caucho polivinilo.

14.2.4. DERRAME

14.2.4.1. REACCIÓN ANTE UN DERRAME

Si ocurre un derrame, detenga o reduzca la descarga del material, si se puede hacer sin riesgos. Elimine todas las fuentes de ignición. Evite el contacto con la piel y la inhalación. No camine sobre el producto derramado. Permanezca en dirección del viento; manténgase fuera de áreas bajas. Prevenga la contaminación del metanol derramado en alcantarillas, espacios confinados, drenajes o canales. Maximice la recuperación del metanol para reciclarlo o volver a utilizarlo.

Los envases que tengan pérdidas se deben mover al aire libre o a un área aislada, bien ventilada, y transferir el contenido a un envase adecuado. Para la supresión del vapor puede usarse espuma. Para aplacar los vapores generados utilice agua en forma de rocío. En lo posible, contenga derrames en tierra mediante la formación de barreras mecánicas o químicas. Retire el producto derramado con bombas a prueba de explosiones o con equipos succionadores. Trate la superficie con materiales absorbentes, como vermiculita o carbón activado, para quitar el metanol residual. Luego de ser usado, debe quitar este material y la tierra contaminada de metanol.

Los derrames en grandes superficies de aguas naturales como los ríos y los océanos, no pueden ser recuperados. Siempre que sea posible, contenga los derrames pequeños usando barreras naturales o mecánicas. Para limpiezas *in situ* considere el uso de materiales absorbentes, como la zeolita y el carbón activado.

14.3. CONSIDERACIONES ESPECÍFICAS PARA EL FORMALDEHÍDO

14.3.1. INCENDIOS

El formaldehído es una sustancia inflamable, en presencia de fuegos incontrolables la zona de peligro se debe evacuar de forma inmediata. Si el fuego proviene del escape de material de un tanque lo primero que se debe hacer es cerrar el contenedor si es posible, en caso contrario, el contenedor se debe dejar arder

libremente. Los pequeños fuegos provocados por este aldehído se pueden tratar con polvo químico seco, CO₂, agua o espuma. Los fuegos mayores se deben tratar con espuma o con agua. Los tanques del formaldehído de gran tamaño se deben mantener frescos en un incendio usando chorros de agua aplicados sobre ellos pero sin permitir que el agua haga contacto con la solución de dicho producto.

14.3.2. PROCEDIMIENTOS EN CASO DE DERRAMES O FUGAS

Si se derrama o escapa formaldehído en sus formas gaseosa o de solución en agua se deben seguir los pasos en seguida descritos:

- Si el formaldehído esta en forma gaseosa, detener si es posible el flujo de gas. Si la fuente de la fuga es un cilindro y no se puede detener la fuga, retirar el cilindro a un área segura fuera del alcance inmediato de personas donde se pueda reparar el daño o se permita vaciar el cilindro.
- Retirar todas las posibles fuentes de ignición de las zonas aledañas.
- Ventilar el área de fuga o derrame.
- Para derrames pequeños de soluciones de formaldehído se puede absorber el material derramado en un medio adecuado como toallas de papel que luego se pueden disponer en un contenedor para posterior tratamiento, que puede incluir su incineración o evaporación en una campana extractora.
- Grandes cantidades de líquidos que contengan formaldehído en solución se pueden absorber en vermiculita, arena seca, tierra o materiales similares no combustibles y luego se ubican en un contenedor para tratamiento posterior. Para realizar una neutralización del formaldehído se puede emplear hidróxido de amonio diluido, carbonato de sodio o sulfito de sodio.

El personal que no porte equipo completo de seguridad se debe retirar de la zona de escape o fuga hasta que concluyan los procedimientos de limpieza.

14.3.3. EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL

Los empleados deben estar provistos y obligados a usar ropas impermeables, guantes, máscaras y otros materiales de protección necesarios para prevenir cualquier posibilidad de contacto con la piel y el formaldehído o con sus soluciones que posean una concentración mayor al 1%. Los empleados deben portar este mismo equipo de seguridad cuando estén expuestos de forma prolongada a soluciones de formaldehído de concentración menor al 1%. Donde exista alguna posibilidad de exposición del cuerpo de un empleado a formaldehído en forma gaseosa o en soluciones que posean un contenido mayor a 1%, se deben proveer instalaciones para el rápido lavado del cuerpo en el área inmediata de trabajo para uso en emergencias.

Los empleados deben estar provistos y obligados a usar gafas de seguridad a prueba de salpicaduras donde exista alguna posibilidad que soluciones de formaldehído entren en contacto con los ojos. Donde exista alguna posibilidad que soluciones de formaldehído con contenidos mayores a 1% entren en contacto con los ojos de los trabajadores, se debe proveer una ducha lava ojos en las cercanías inmediatas al área de trabajo.

14.3.4. PROTECCIÓN RESPIRATORIA

Se debe usar equipo de protección respiratoria (máscaras de respiración) cuando las prácticas de control de ingeniería y de operación no son técnicamente alcanzables, cuando tales controles están en proceso de instalación o cuando fallan y necesitan ser remplazados. Los equipos de respiración pueden ser también usados para operaciones donde se requiere ingresar a tanques o recipientes cerrados y en situaciones de emergencia. En adición al uso de equipos de respiración, debe ser instituido un programa completo de seguridad respiratoria que debe incluir entrenamiento, mantenimiento, inspección, limpieza y evaluación.

14.3.5. CONDICIONES PARA MANEJO Y ALMACENAMIENTO SEGURO ORIENTADAS A DISMINUIR EL RIESGO A LA SALUD HUMANA

Antes de trabajar con formaldehído, el personal se debe entrenar en su manejo y almacenamiento. Además debe estar entrenado en el uso del equipo de protección personal.

Por causa del riesgo de generación de fuego y explosiones en áreas de manejo de Formaldehído se debe restringir la presencia de factores que sirvan como iniciadores de llama como cigarrillos, cortos circuitos, etc. Estas áreas deben poseer un buen sistema de ventilación para impedir la acumulación de vapores, gases tóxicos y explosivos.

Las áreas donde se efectúan operaciones de transformación de formaldehído deben poseer sistemas de ventilación local aparte de los sistemas de ventilación general del ambiente de trabajo para los operarios.

Mientras se manipule esta sustancia, los trabajadores no deben ingerir alimentos o bebidas ni tampoco fumar.

14.3.6. ALMACENAMIENTO

Las características de las soluciones de formaldehído son muy dependientes de la temperatura y teniendo en cuenta las necesidades específicas se debe almacenar a una temperatura específica. La forma de transporte y almacenamiento más común de soluciones de este aldehído se da en tanques de acero inoxidable, aluminio, contenedores con recubrimiento de esmalte o resinas de poliéster.

Se requieren lugares de almacenamientos bien ventilados y secos, lejos de fuentes de ignición y de la acción directa de los rayos solares. El área de almacenamiento debe estar lo más separada posible de sus materiales incompatibles; asimismo, se debe rotular los recipientes adecuadamente, evitar el deterioro de los tanques, mantenerlos cerrados cuando no están en uso, almacenar las menores cantidades posibles, los tanques vacíos deben ser separados. Inspeccionar

regularmente la bodega para detectar posibles fugas o corrosión, el almacenamiento debe estar retirado de áreas de trabajo.

14.3.7. COMPORTAMIENTO EN EL AMBIENTE

El formaldehído está presente en el medio ambiente como resultado de fuentes tanto naturales como humanas. Dentro de las principales fuentes naturales se encuentra la oxidación de hidrocarburos como metano, que es un gas de una abundancia relativamente alta en algunas zonas de la tierra. Otras fuentes naturales de menor importancia corresponden a la descomposición de residuos de plantas y la transformación de varios químicos emitidos por el follaje de árboles y arbustos. Las fuentes de emisión de formaldehído o sus precursores en las que interviene el hombre están asociadas a la combustión incompleta de gasolinas en motores vehiculares sin convertidores catalíticos en sus gases de exaustación.

15. CONCLUSIONES

- La instalación de una planta de formaldehído en el Perú, constituiría el inicio de aprovechar el gas natural de Camisea en una industria diferente a la que se viene destinando; asimismo, muestra la ventaja de proporcionar un mayor valor agregado comparado con los sectores que consumen este recurso energético actualmente.
- El mercado peruano del metanol y formaldehído muestra poco desarrollo, razón por la cual en un primer momento se exportarían dichos productos; sin embargo, se debe considerar que a un largo plazo este tipo de plantas comerciales atraerían a nuestro país otras industrias cuya materia prima son los productos mencionados, con lo cual se disminuirían las importaciones.
- Con el desarrollo de plantas de metanol y formaldehído de dimensionamientos comerciales, Perú se convertiría en un eje de la industria petroquímica y pasaría a formar parte del grupo de países que cuentan con dicha industria en Sudamérica, como es el caso de Brasil, Argentina, Colombia, Chile y Venezuela.
- La planta de formaldehído muestra una sinergia muy dinámica con el proyecto de la petroquímica de la úrea que viene incentivando el Estado Peruano, toda vez que con la fusión de ambos productos se impulsaría la construcción de plantas de resinas de úrea-formaldehído, resina de gran demanda en el mercado internacional.
- Se determinó que la ubicación de las plantas de metanol y formaldehído sería en el distrito de Ilo, situación que va de la mano con el objetivo del Estado Peruano de industrializar el sur del país.
- Debido a la característica principal de las plantas petroquímicas, como es el efecto multiplicador, la generación de puestos de trabajos directos e indirectos en la región sur del país estaría asegurado, lo cual constituye un factor social y económico importante en el desarrollo de las zonas involucradas.

- La exportación del formaldehído debe ser en estado sólido, toda vez que no es conveniente el traslado de dicho producto a bajas concentraciones a zonas alejadas, debido al alto contenido del agua.
- Las tecnologías seleccionadas para la producción de metanol y formaldehído son ampliamente utilizadas por la industria a nivel mundial, situación que facilitó la elaboración de la presente tesis debido a que se dispuso de información confiable para la evaluación técnica y económica.
- De acuerdo a las patentes utilizadas el reformador presenta una eficiencia térmica del 59,7%, la misma que se encuentra dentro de los márgenes óptimos de operación, hecho que contribuyó a la viabilidad de la instalación de las plantas petroquímicas en evaluación.
- Un factor importante en el diseño de la planta de metanol fue que ésta cuente con un tren de compresores, el cual consiste en cuatro líneas y cada línea de seis compresores, con una distribución óptima en consumo de energía y costo de equipo.
- El diseño del reactor del metanol se caracterizó por ser del tipo adiabático; así como contar con alimentaciones laterales con la finalidad de evitar el sobrecalentamiento del proceso.
- El uso de catalizadores de óxidos de hierro para la producción de formaldehído evitó la formación de sustancias no deseadas, hecho que permitió disminuir el número de equipos, como es el caso de no considerar una columna de purificación de formaldehído.
- La presencia del metanol en la destilación formaldehído - agua cumple un rol muy importante, pues evita que el formaldehído se polimerice, característica crítica que sería controlada con el referido alcohol.
- De acuerdo a las patentes utilizadas se obtuvo un grado de conversión para el metanol del 80% y para el formaldehído del 98%, encontrándose dentro del rango de operación óptimo para dichos procesos; asimismo, se buscó optimizar el uso de la materia prima pues el gas natural que no se convierte a metanol se utilizará como combustible del reformador y el metanol que no se convierte servirá como inhibidor en la destilación metanol-agua.

- De acuerdo al balance energético se obtuvo un excedente de vapor de alta presión, el mismo que podría ser utilizado en futuras plantas que se instalen a los alrededores, situación que demuestra la sinergia de las plantas petroquímicas del metanol y formaldehído.
- Las plantas de metanol y formaldehído tienen un consumo energético inferior al proporcionado por la línea de cogeneración, hecho que permitiría que el referido excedente pueda ser vendido a una futura planta o ingresado al sistema interconectado de electricidad del Perú.
- De la evaluación económica se determinó una TIR superior a la tasa de descuento de 16% (tasa empleada por el sector privado), lo cual hace al proyecto rentable con un tiempo de recuperación menor a los siete años.
- La instalación de la planta de formaldehído es rentable, de acuerdo a los indicadores presentados en el capítulo 12, debido a que se lograría más de US\$100 millones de utilidad neta por año y un aporte de US\$ 44 millones de impuestos por año.
- Existen en el Perú diversos proyectos petroquímicos que cuentan con su Estudio de Impacto Ambiental aprobado por parte del Estado Peruano, lo cual demuestra que las plantas petroquímicas son amigables con el medio ambiente, razón por la cual se determinó que las plantas de metanol y formaldehído no tendrían un impacto ambiental significativo.
- Finalmente, el Estado cumple un rol importante en la promoción del desarrollo de este tipo de plantas petroquímicas, por lo que se recomienda que los inversionistas y los gobiernos regionales, locales deban trabajar de la mano para lograr la instalación de dichas plantas, a manera de descentralizar potenciales industrias.

16. BIBLIOGRAFIA

1. Abdulwahab Al-Adwani Hamad; 1992; Thesis A Kinetic Study of Methanol Synthesis in a Slurry Reactor Using a CuO/ZnO/Al₂O₃ Catalyst; Texas A&M University; United States. Disponible en www.osti.gov/bridge/servlets/purl/7046137-HJfHnx/7046137.pdf.
2. Aduanet; 2012; Importaciones e Exportaciones. Disponible en www.aduanet.gob.pe.
3. Asociación Petroquímica y Química Latinoamericana - APLA; 2012; Anuario Petroquímico Latinoamericano 2011 – 2012.
4. Ball, David; 2004; Fisicoquímica; México; International Thomson Editores.
5. Bartholomew, C. H.; 2006; Fundamentals of Industrial Catalytic Processes; Canadá; John Wiley & Sons Inc.
6. BP; 2012; Statistical Review of World Energy June 2012. Disponible en www.bp.com.
7. Callaghan, Caitlin; 2006; Doctoral Thesis Kinetics and Catalysis of the Water-Gas-Shift Reaction: A Microkinetic and Graph Theoretic Approach.
8. Carrillo Barandiaran Lucio; 2010; Definición y Clasificación de Reservas de Hidrocarburos; Perú.
9. Centro de Información Tecnológica; 1994; Información Tecnológica; Chile.
10. Chemanol, Methanol Chemicals Company; 2012; Brochure. Disponible en www.chemanol.com.
11. Chemical Engineering; Marzo 2012; Economic Indicators.
12. Chemical Prices; 2002; Icheme Education Subject Group – Resources. Disponible en <http://ed.icheme.org/costchem.html>.
13. Conca Esterino, Rubini Carlo y Marchi Marcelo; 2008; Catalysts for Oxidation of Methanol to Formaldehyde; United States Patent Office 7,468,341.
14. Consorcio Camisea y Perupetro S.A.; 2000; Contrato de Licencia para la Explotación de Hidrocarburos en el Lote 88. Disponible en www.minem.gob.pe.

15. Consorcio Camisea y Perupetro S.A.; 2000; Contrato de Licencia para la Explotación de Hidrocarburos en el Lote 56. Disponible en www.perupetro.com.pe.
16. Coulson & Richardson; 2005; Volumen 6; Chemical Engineering Design; India; RK Sinnott.
17. Craven, Robert; 1949; Paraformaldehyde Production with Countercurrent Concentration; United States Patent Office 2,578,338.
18. Dong Ko Ki, Kee Lee Joong, Park Dalkeun and Hee Shin See; 1995; Kinetics of Steam Reforming Over a Ni/Alumina Catalyst; Korea; Institute of Science and Technology. Disponible en http://210.101.116.28/w_kiss2/03403293_pv.pdf.
19. Felder, Richard; 2003; Principios Elementales de los Procesos Químicos; México; Limusa Wiley.
20. Formox; 2012; Formaldehyde Magazine autumn/winter 2008. Disponible en www.perstorpformox.com/News/informallyspeaking.aspx.
21. Formox; 2012; Formaldehyde Magazine autumn/winter 2010. Disponible en www.perstorpformox.com/News/informallyspeaking.aspx.
22. Formox; 2012; Formaldehyde Magazine autumn/winter 2011. Disponible en www.perstorpformox.com/News/informallyspeaking.aspx.
23. Formox; 2012; Formaldehyde Magazine spring/summer 2012. Disponible en www.perstorpformox.com/News/informallyspeaking.aspx.
24. Foust, Alan S.; 1998; Principios de Operaciones Unitarias; México; Compañía Editorial Continental S.A. de C.V.
25. Gas Energy; 2011; Visión de la Petroquímica en Latinoamérica en la I Conferencia Petroquímica Perú.
26. Gerberich, Robert; 1983; Formaldehyde Production; United States Patent Office 4,390,730.
27. Gerberich Robert, Smith Eldred; 1983; Formaldehyde Production; United States Patent Office 4,420,641.
28. Global Insight; 2006; Economic Primer on Formaldehyde; United States. Disponible en www.formaldehyde-europe.org/fileadmin/formaldehyde/PDF/Socio-Economic-Benefits-Study.pdf.

29. Global Insight; 2007; Socio-Economic Benefits of Formaldehyde to the European Union (EU 25) and Norway; United States of America. Disponible en www.formaldehyde-europe.org.
30. Guía 15; 2012; Formaldehído; Disponible en www.formacare.eu.
31. Gurnardson, Harold; 1998; Industrial Gases in Petrochemical Processing; United States of America; Marcel Dekker.
32. Hanes, Margrete; 2006; Doctoral Thesis Gas Heated Steam Reformer Modelling; Noruega; Innovation and Creativity.
33. Happel y Jordan; 1981; Economía de los Procesos Químicos; España, Editorial Reverté S.A.
34. Hardiman, Roger; 1977; Process For Purifying Methanol by Destillation; United States Patent 4,013,521.
35. Hexion; 2009; Global Formaldehyde Update; Australasia. Disponible en www.ewp.asn.au.
36. Hexion Specialty Chemmicals; 2010; Annual Report 2009; United States; Disponible en www.momentive.com.
37. ICIS; 2012; Indicative Chemical Prices A-Z. Disponible en <http://www.icis.com/chemicals/channel-info-chemicals-a-z/>.
38. IHS Chemical; 2012; Global Methanol Monthly Supplement March 2012. Disponible en www.ihs.com.
39. IHS Chemical; 2012; Productos Químicos. Disponible en <http://www.ihs.com/products/chemical/planning>.
40. Incropera, Frank P.; 1996; Fundamentos de Transferencia de Calor; México; Pearson Educación.
41. Industrial Asset Management; 2012; Article Methanol Plant. Disponible en www.usedplants.com/component/content/article/129.html.
42. International Human Resources Development Corporation – IHRDC; 2010; International Gas Business Workshop; United States.
43. International Human Resources Development Corporation – IHRDC; 2010; Petrochemicals, Refining and Gas Processing, Industry Fundaments and Integration Benefits Program; United States.

44. Izquierdo, José; 2004; *Cinética de las Reacciones Químicas*; España; Editions de la Universitat de Barcelona.
45. Katalco; 2007; *Delivering world – class methanol plant performance*; United States of America; Johnson Matthey Catalysts.
46. Katalco; 2012; Johnson Matthey Catalysts. Disponible en <http://www.jmcatalysts.com/ptd/site.asp?siteid=582>.
47. Kidnay, Arthur J.; 2006; *Fundamentals Of Natural Gas Processing*; United States of America; Taylor & Francis Group.
48. King, Judson; 2003; *Procesos de Separación*; España; Editorial Reverté S.A.
49. Kluwer Academic Publishers; 1998; *Fertilizer Manual*; U.S.A.; United Nations Industrial Development Organization and International Fertilizer Development Center.
50. Kuntur Transportadora de Gas del Perú S.A.C. y Walsh Perú S.A.C.; 2009; *Estudio de Impacto Ambiental y Social (EIA) del Sistema de Transporte Andino del Sur (STAS)*.
51. Kuntur Transportadora de Gas del Perú S.A.C. y el Estado Peruano; 2008; *Contrato de Concesión del Sistema de Transporte de Gas Natural por Ductos de Camisea al Sur del País*. Disponible en www.minem.gob.pe.
52. Lanxess; 2012; *Annual Report 2011*. Disponible en www.lanxess.com.
53. Lee Sunggyu, Speight James and Loyalka Sudarsham; 2007; *Handbook of Alternative Fuel Technologies*; United States of America; CRC Press.
54. Lee Sunggyu; 1989; *Methanol Synthesis Technology*; United States of America; CRC Press.
55. Leota G., Ma J., Park H., Park S. and Voloshenko G.; 2010; *Formaldehyde Production from Methanol*; Mc Master University. Disponible en <http://es.scribd.com/doc/55043119/Formaldehyde-Production-From-Methanol>.
56. Levenspiel, Octave; 2004; *Ingeniería de las Reacciones Químicas*; México; Limusa Wiley.
57. Liu, Kei; 2010; *Hydrogen and Syngas Production and Purification Technologies*; United States of America; Jhon Wiley & Sons. Inc.
58. Lujan Cesar; 2011; *Presentación Petroquímica del Gas Natural*.
59. Mann Etal, Hans Joachim; 1967; *Process for the Production of Free Flowing Paraformaldehyde*; United States Patent Office 3,316,309.

60. Mann Etal, Hans Joachim; 1967; Process for the Production of Free Flowing Paraformaldehyde; United States Patent Office 3,595,926.
61. Methanex; 2006; Información Técnica y Guía para el Manejo del Metanol Versión 3.0; Disponible en www.methanex.com/products/documents/TISH_spanish.pdf.
62. Methanex; 2010; Methanex Investor Presentation. Disponible en www.methanex.com.
63. Methanex; 2012; Annual Report 2011. Disponible en www.methanex.com.
64. Methanex; 2012; Methanex Metanol Price Sheet. Disponible en <http://www.methanex.com/products/methanolprice.html>.
65. Methanol Institute; 2012; Manual de manipulación segura del metanol. Disponible en www.methanol.org.
66. Methanex; 2012; Physical Properties of Pure Methanol. Disponible en www.methanol.org/Technical-Information/Resources/Technical-Information/Physical-Properties-of-Pure-Methanol.aspx.
67. Methanol Production for Detail Methanol; 2011. Disponible en <http://es.scribd.com/doc/73797987/49/BLOCK-FLOW-DIAGRAM-OF-METHANOL-PRODUCTION>.
68. Ministerio de Energía y Minas; 2008; Localización de Polo Petroquímico en el Perú.
69. Ministerio de Energía y Minas; 2011; Libro Anual de Reservas de Hidrocarburos 2011. Disponible en www.minem.gob.pe.
70. Ministerio de Energía y Minas; 2011; Presentación de la Capacidad de Transporte del Gas de Camisea y Proyectos de Gasificación Nacional.
71. Ministerio de Energía y Minas; 2012; Informe Estadístico Agosto 2012. Disponible en www.minem.gob.pe.
72. Ministerio de Energía y Minas; 2012; Presentación Ducto al Sur y Desarrollo; Foro de Petroquímica. Disponible en <http://www.mpi.gob.pe>.
73. Ministerio de Energía y Minas; 2012; Reportes Mensuales de Transportadora de Gas del Perú S.A. y Gas Natural de Lima y Callao.
74. Mokhatab, Saeid y Poe, William; 2006; Handbook Natural Gas Transmission and Processing; United States of America; Elsevier Inc.

75. Momentive; 2012; Annual Report 2010; United States; Disponible en www.momentive.com.
76. Nexant; 2012; Report Abstract Methanol Strategic Business Analysis January 2012. Disponible en www.chemsystems.com/reports.
77. Nexant Chem Systems; 2006; PERP Program – Formaldehyde and Derivatives New Report Alert July 2006. Disponible en www.chemsystems.com/reports.
78. ORICA Nitratos del Perú S.A. y ERM Perú S.A.; 2011; Estudio de Impacto Ambiental del Proyecto Complejo de Nitrato de Amonio, Ilo – Moquegua.
79. ORICA Nitratos del Perú S.A. ORICA; 2012; Proyecto Nitrato de Amonio Ilo, Moquegua – Perú; Foro de Petroquímica. Disponible en <http://www.mpi.gob.pe>.
80. OSINERGMIN; 2008; Principios Tecnológicos del Sector del Gas Natural.
81. OSINERGMIN; 2008; Regulación del Gas Natural en el Perú; Perú; Teps Group S.A.C.
82. OSINERGMIN; 2009; Regulación de las Tarifas del Gas Natural en el Perú. Disponible en <http://www2.osinerg.gob.pe/Pagina%20Osinergmin/Gas%20Natural/Contenido/PAGINA%20WEB/Fto01.html>.
83. OSINERGMIN; 2012; Animación de Desarrollo del Gas Natural. Disponible en www.gasnatural.osinerg.gob.pe.
84. Perry, H., Green, R.W., y Maloney, O.J.; 2001; Manual del Ingeniero Químico Cuarta Edición; España; McGraw-Hill.
85. Petroperú S.A.; 2011; Las oportunidades que ofrece la Industria Petroquímica en el Perú en la I Conferencia Petroquímica Perú.
86. Petroperú S.A.; 2012; Desafío para una Industria Petroquímica en el Perú; Foro de Petroquímica. Disponible en <http://www.mpi.gob.pe>.
87. Pinto, Alwyn; 1977; Methanol; United States Patent Office 4,065,483.
88. Pinto, Alwyn; 1980; Methanol Destillation Process; United States Patent Office 4,210,495.
89. Pyle Cyrus and Lane James; 1952; Aqueous Formaldehyde Distillation; United States Patent Office 2,581,881.
90. Sandoval Mesís, Gary; 2006; Tesis “Proyecto Petroquímico para la implementación y puesta en marcha de una planta de producción de metanol en el Perú”.

91. Silla, Harry; 2003; Chemical Process Engineering Design and Economics; United States of America; Marcel Dekker Inc.
92. Speight, James; 2007; Natural Gas A Basic Handbook; Estados Unidos; Gulf Publishing Company.
93. SRI consulting; 2004; China Report: Chemical Product Trends Formaldehyde. Disponible en www.sri.com/engage/ventures/ihs-chemical.
94. Tesser R., Di Serio M., Santacesaria E.; 2003; Catalytic Oxidation of Methanol to Formaldehyde: an Example of Kinetics with Transport Phenomena in a Packed-Bed Reactor; Magazine Catalysis Today.
95. Textos Científicos; 2005; Formaldehído. Disponible en www.textoscientificos.com.
96. Theophilus, Arthur; 2010; Master Tesis Control Structure Design for Methanol Process; Norwegian University of Science and Technology.
97. Treybal, Robert E.; 1980; Operaciones de Transferencia de Masa 2/e; México; Mc Graw Hill.
98. Ulrich, Gael D.; 1980; Procesos de Ingeniería Química; México; Mc Graw Hill.
99. Van Ness, J. M.; 2001; Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química; México; Mc Graw Hill.
100. Wachs, Israel; 2003; In situ formation of Metal-Molybdate Catalysts for Methanol Oxidation to Formaldehyde; United States Patent Office 6,624,332.
101. Wark, Kenneth; 2001; Termodinámica; España; Mc Graw Hill.
102. Webster, Dennis; 1981; Process for the Production of Formaldehyde; United States Patent Office 4,306,089.
103. Weissermel, Klaus; 1981; Química Orgánica Industrial: productos de partida e intermedios más importantes; España; Reverté.

17. APÉNDICE

17.1. SIMULACIÓN PLANTA DE METANOL

Para realizar la simulación de la planta de metanol se empleó el simulador CHEMCAD 6.0.1. bajo las condiciones de operación señalados en los capítulos 10 y 11 de la presente tesis, considerando el modelo termodinámico NRTL.

A continuación se presenta el diagrama de la simulación, los valores y propiedades de cada una de las corrientes de este proceso.

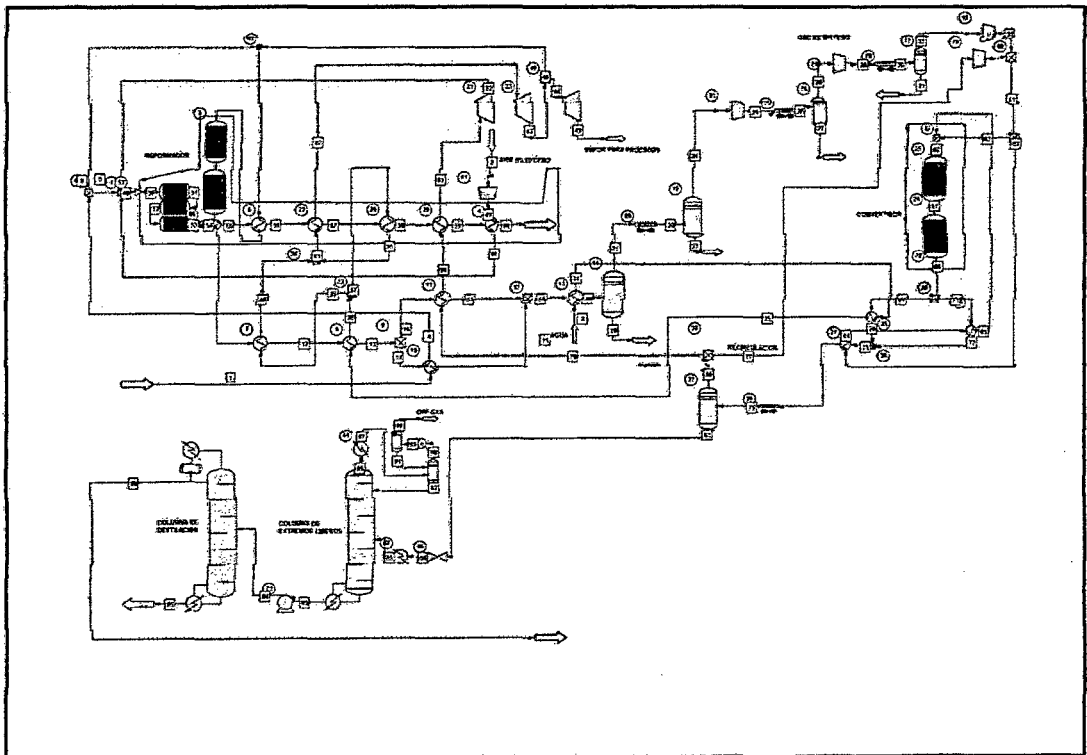


Figura 17.1 Simulación planta de metanol.

STREAM PROPERTIES

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Name	G.N.	AIRE	AGUA	COMBUSTIBLE			VAPOR + G.N.				SYNGAS CRUDO					
-- Overall --																
Molar flow kmol/h	4.450.00	19,285.00	22,000.00	4,450.00	370.00	4,080.00	16,320.00	16,320.00	23,264.98	23,264.98	23,265.00	23,264.98	23,264.98	13,959.00	13,959.00	9,305.99
Mass flow kg/h	71,391.34	556,389.27	396,330.00	71,391.34	5,935.91	65,455.44	285,959.03	285,959.03	285,957.00	285,958.00	285,958.00	285,958.00	285,958.00	171,574.66	171,574.66	114,383.10
Temp C	30.00	20.00	18.00	235.00	235.00	235.00	293.51	500.00	-5.14	-5.42	850.00	350.00	250.00	250.00	168.53	250.00
Pres kPa	2,050.00	101.35	11,000.00	2,030.00	2,030.00	2,030.00	2,000.00	1,980.00	1,980.00	1,980.00	1,880.00	1,860.00	1,840.00	1,840.00	1,820.00	1,840.00
Vapor mole fraction	1.00	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.62	0.65	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Enth MJ/h	-333,770.00	-2,947.20	-6,304,100.00	-295,240.00	-24,548.00	-270,690.00	-3,116,400.00	-2,969,900.00	-2,969,900.00	-2,969,900.00	-1,939,100.00	-2,350,400.00	-2,428,300.00	-1,457,000.00	-1,495,500.00	-971,320.00
Tc C	-82.52	-141.83	374.20	-82.52	-82.52	-82.52	217.57	217.57	-2.74	-17.15	-17.15	-17.15	-17.15	-17.15	-17.15	-17.15
Pe kPa	4,600.15	3,604.60	22,118.23	4,600.15	4,600.15	4,600.15	7,701.95	7,701.95	6,858.94	7,103.79	7,103.78	7,103.79	7,103.79	7,103.79	7,103.79	7,103.79
Std. sp gr. vtr = 1	0.30	0.87	1.00	0.30	0.30	0.30	0.65	0.65	0.47	0.45	0.45	0.45	0.45	0.45	0.45	0.45
Std. sp gr. air = 1	0.55	1.00	0.62	0.55	0.55	0.55	0.61	0.61	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42	0.42
Degree API	340.17	32.05	10.00	340.17	340.17	340.17	85.57	85.57	171.28	185.59	185.59	185.59	185.59	185.59	185.59	185.59
Average mol wt	16.04	28.85	18.02	16.04	16.04	16.04	17.52	17.52	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29
Actual dens kg/m3	13.48	1.20	998.23	7.69	7.69	7.69	7.68	5.44	17.24	16.50	2.47	4.41	5.22	5.22	6.15	5.22
Actual vol m3/h	5,296.60	463,617.06	397.03	9,280.85	771.67	8,509.18	37,223.29	52,540.74	16,589.09	17,331.95	115,942.90	64,823.06	54,813.48	32,888.09	27,904.33	21,925.39
Std liq m3/h	237.97	643.09	396.33	237.97	19.79	218.19	438.69	438.69	455.87	484.87	640.81	640.81	640.81	384.49	384.49	256.32
Std vap 0 C m3/h	99,740.73	432,247.21	493,100.28	99,740.73	8,293.05	91,447.69	365,790.71	365,790.71	324,927.01	340,584.24	521,452.97	521,452.97	521,452.97	312,871.79	312,871.79	208,581.18
-- Vapor only --																
Molar flow kmol/h	4.450.00	19,285.00		4,450.00	370.00	4,080.00	16,320.00	16,320.00	14,496.84	15,195.40	23,265.00	23,264.98	23,264.98	13,959.00	13,959.00	9,305.99
Mass flow kg/h	71,391.34	556,389.27		71,391.34	5,935.91	65,455.44	285,959.03	285,959.03	128,025.00	132,850.80	285,958.00	285,958.00	285,958.00	171,574.66	171,574.66	114,383.10
Enth MJ/h	-333,770.00	-2,947.20		-295,240.00	-24,548.00	-270,690.00	-3,116,400.00	-2,969,900.00	-443,080.00	-608,650.00	-1,939,100.00	-2,350,400.00	-2,428,300.00	-1,457,000.00	-1,495,500.00	-971,320.00
Average mol wt	16.04	28.85		16.04	16.04	16.04	17.52	17.52	8.83	8.74	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29	12.29
Actual dens kg/m3	13.48	1.20		7.69	7.69	7.69	7.68	5.44	7.79	7.73	2.47	4.41	5.22	5.22	6.15	5.22
Actual vol m3/h	5,296.60	463,617.06		9,280.85	771.67	8,509.18	37,223.29	52,540.74	16,430.86	17,178.00	115,942.90	64,823.06	54,813.48	32,888.09	27,904.33	21,925.39
Std liq m3/h	237.97	643.09		237.97	19.79	218.19	438.69	438.69	455.87	484.87	640.81	640.81	640.81	384.49	384.49	256.32
Std vap 0 C m3/h	99,740.73	432,247.21		99,740.73	8,293.05	91,447.69	365,790.71	365,790.71	324,927.01	340,584.24	521,452.97	521,452.97	521,452.97	312,871.79	312,871.79	208,581.18
Cp J/kmol-K	37,940.78	29,222.46		47,664.60	47,664.60	47,664.60	42,949.38	44,898.41	29,564.33	29,664.34	37,347.43	33,631.35	33,476.29	33,476.29	34,828.12	33,476.29
Z factor	0.97	1.00		1.00	1.00	1.00	1.00	0.99	1.01	1.01	1.00	1.00	1.00	1.00	0.99	1.00
Visc Pa-sec	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Th cond W/m-K	0.04	0.03		0.07	0.07	0.07	0.05	0.08	0.10	0.10	0.24	0.14	0.12	0.12	0.10	0.12
-- Liquid only --																
Molar flow kmol/h			22,000.00						8,768.14	8,069.58						
Mass flow kg/h			396,330.00						157,932.09	153,107.00						
Enth MJ/h			-6,304,100.00						-2,526,800.00	-2,361,200.00						
Average mol wt			18.02						18.01	18.97						
Actual dens kg/m3			998.23						998.12	994.52						
Actual vol m3/h			397.03						158.23	153.95						
Std liq m3/h			396.33						158.02	155.94						
Std vap 0 C m3/h			493,100.28						196,525.94	180,868.72						
Cp J/kmol-K			75,415.85						75,393.45	77,516.99						
H latent kJ/kmol			44,120.00						44,910.00	43,660.00						
Z factor			1.07E-01						2.07E-02	2.11E-02						
Visc Pa-sec			1.10E-03						2.00E-03	1.82E-03						
Th cond W/m-K			0.60						0.56	0.49						
Surf tens N/m			0.07						0.08	0.06						
Total kmol/h	4,450.00	19,285.00	22,000.00	4,450.00	370.00	4,080.00	16,320.00	16,320.00	23,264.98	23,264.98	23,265.00	23,264.98	23,264.98	13,959.00	13,959.00	9,305.99
Flowrates in kmol/h																
Methane	4,450.00	-	-	4,450.00	370.00	4,080.00	4,080.00	4,080.00	607.51	607.51	607.51	607.51	607.51	364.51	364.51	243.00
Hydrogen	-	-	-	-	-	-	-	-	10,417.46	11,414.07	11,414.07	11,414.07	11,414.07	6,848.44	6,848.44	4,565.63
Oxygen	-	4,050.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrogen	-	15,235.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbon Monoxide	-	-	-	-	-	-	-	-	3,472.49	2,475.88	2,475.88	2,475.88	2,475.88	1,485.53	1,485.53	990.35
Carbon Dioxide	-	-	-	-	-	-	-	-	-	996.60	996.60	996.60	996.60	597.96	597.96	398.64
Water	-	-	22,000.00	-	-	-	12,240.00	12,240.00	8,767.51	7,770.91	7,770.91	7,770.91	7,770.91	4,662.54	4,662.54	3,108.36
Methanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte I de 6)

STREAM PROPERTIES

Stream No.	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
Name				PURGA			PURGA				PURGA				PURGA	
-- Overall --																
Molar flow kmol/h	9,305.99	23,264.98	23,264.98	5,175.48	18,089.50	18,089.50	2,543.21	15,546.28	15,546.29	15,546.29	11.33	15,534.95	15,534.95	15,534.95	8.24	15,526.72
Mass flow kg/h	114,383.10	285,958.00	285,958.00	93,231.11	192,726.65	192,726.64	45,840.59	146,886.05	146,886.05	146,886.05	204.34	146,681.72	146,681.72	146,681.72	148.51	146,533.20
Temp C	160.00	165.07	126.44		126.44		35.00	35.00	103.94	40.00	40.00	108.57	108.57	45.00	45.00	45.00
Pres kPa	1,800.00	1,800.00	1,760.00	1,760.00	1,760.00	1,720.00	1,720.00	1,720.00	3,008.85	2,968.85	2,968.85	2,968.85	2,968.85	5,134.27	5,094.27	5,094.27
Vapor mole fraction	1.00	1.00	0.78	-	1.00	0.86	-	1.00	1.00	1.00	-	1.00	1.00	1.00	-	1.00
Enth MJ/h	-999,760.00	-2,495,300.00	-2,724,900.00	-1,440,300.00	-1,284,600.00	-1,445,300.00	-725,490.00	-719,800.00	-687,400.00	-718,190.00	-3,228.90	-714,960.00	-682,570.00	-713,300.00	-2,342.70	-710,960.00
Tc C	-17.15	-17.15	-17.15	374.10	-116.81	-116.81	373.84	-187.03	-187.03	-187.03	373.66	-187.39	-187.39	-187.39	373.38	-187.65
Pc kPa	7,103.79	7,103.78	7,103.78	22,112.19	5,225.12	5,225.12	22,085.29	3,989.58	3,989.58	3,989.58	22,069.59	3,982.13	3,982.13	3,982.13	22,046.68	3,976.70
Std. sp. gr. wtr = 1	0.45	0.45	0.45	1.00	0.35	0.35	1.00	0.29	0.29	0.29	1.00	0.29	0.29	0.29	1.00	0.29
Std. sp. gr. air = 1	0.42	0.42	0.42	0.62	0.37	0.37	0.62	0.33	0.33	0.33	0.62	0.33	0.33	0.33	0.62	0.33
Degree API	185.59	185.59	185.59	10.03	270.52	270.52	10.07	351.80	351.80	351.80	10.11	352.28	352.28	352.28	10.17	352.62
Average mol wt	12.29	12.29	12.29	18.01	10.65	10.65	18.02	9.45	9.45	9.45	18.03	9.44	9.44	9.44	18.03	9.44
Actual dens kg/m3	6.21	6.13	8.34	936.75	5.64	8.26	991.79	6.31	8.96	10.66	989.01	10.66	14.96	17.84	985.55	17.84
Actual vol m3/h	18,430.32	46,640.43	34,267.49	99.53	34,167.96	23,328.90	46.22	23,282.68	16,391.12	13,761.97	0.21	13,761.77	9,803.85	8,214.20	0.15	8,214.05
Std liq m3/h	256.32	640.81	640.81	93.25	547.56	547.56	45.86	501.70	501.70	501.70	0.20	501.49	501.49	501.49	0.15	501.34
Std vap O C m3/h	208,581.18	521,452.97	521,452.97	116,001.31	405,451.68	405,451.68	57,002.64	348,448.93	348,448.99	348,448.99	254.05	348,194.93	348,194.93	348,194.93	184.59	348,010.39
-- Vapor only --																
Molar flow kmol/h	9,305.99	23,264.98	18,089.51		18,089.50	15,546.29		15,546.28	15,546.29	15,534.95		15,534.95	15,534.95	15,526.72		15,526.72
Mass flow kg/h	114,383.10	285,958.00	192,726.64		192,726.65	146,886.05		146,886.05	146,886.05	146,681.71		146,681.72	146,681.72	146,533.22		146,533.20
Enth MJ/h	-999,760.00	-2,495,300.00	-1,284,600.00		-1,284,600.00	-719,800.00		-719,800.00	-687,400.00	-714,960.00		-714,960.00	-682,570.00	-710,960.00		-710,960.00
Average mol wt	12.29	12.29	10.65		10.65	9.45		9.45	9.45	9.44		9.44	9.44	9.44		9.44
Actual dens kg/m3	6.21	6.13	5.64		6.31	8.96		8.96	10.66	10.66		10.66	14.96	17.84		17.84
Actual vol m3/h	18,430.32	46,640.43	34,167.96		34,167.96	23,282.68		23,282.68	16,391.12	13,761.77		13,761.77	9,803.85	8,214.05		8,214.05
Std liq m3/h	256.32	640.81	547.56		547.56	501.70		501.70	501.70	501.49		501.49	501.49	501.34		501.34
Std vap O C m3/h	208,581.18	521,452.97	405,451.68		405,451.68	348,448.99		348,448.93	348,448.99	348,194.93		348,194.93	348,194.93	348,010.39		348,010.39
Cp J/kmol-K	35,196.53	34,939.44	32,010.01		32,010.01	30,069.89		30,069.90	30,657.55	30,300.09		30,300.09	30,896.71	30,647.04		30,647.04
Z factor	0.99	0.99	1.00		1.00	1.01		1.01	1.01	1.01		1.01	1.02	1.02		1.02
Visc Pa-sec	0.00	0.00	0.00		0.00	0.00		0.00	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00		0.00
Th cond W/m-K	0.10	0.10	0.12		0.12	0.11		0.11	0.13	0.11		0.11	0.13	0.12		0.12
-- Liquid only --																
Molar flow kmol/h			5,175.47	5,175.48		2,543.21	2,543.21			11.34	11.33			8.24	8.24	
Mass flow kg/h			93,231.12	93,231.11		45,840.58	45,840.59			204.34	204.34			148.51	148.51	
Enth MJ/h			-1,440,300.00	-1,440,300.00		-725,490.00	-725,490.00			-3,228.90	-3,228.90			-2,342.70	-2,342.70	
Average mol wt			18.01	18.01		18.02	18.02			18.03	18.03			18.03	18.03	
Actual dens kg/m3			936.75	936.75		991.79	991.79			989.01	989.01			985.55	985.55	
Actual vol m3/h			99.53	99.53		46.22	46.22			0.21	0.21			0.15	0.15	
Std liq m3/h			93.25	93.25		45.86	45.86			0.20	0.20			0.15	0.15	
Std vap O C m3/h			116,001.31	116,001.31		57,002.64	57,002.64			254.05	254.05			184.59	184.59	
Cp J/kmol-K			76,943.59	76,943.59		75,402.79	75,402.79			75,401.91	75,401.91			75,401.79	75,401.79	
H latent kJ/kmol			39,500.00	39,500.00		43,510.00	43,510.00			43,320.00	43,320.00			43,130.00	43,130.00	
Z factor			1.38E-02	1.38E-02		1.61E-02	1.61E-02			2.74E-02	2.74E-02			4.65E-02	4.65E-02	
Visc Pa-sec			2.17E-04	2.17E-04		7.48E-04	7.48E-04			6.79E-04	6.79E-04			6.20E-04	6.20E-04	
Th cond W/m-K			0.68	0.68		0.62	0.62			0.62	0.62			0.62	0.62	
Surf tens N/m			0.05	0.05		0.07	0.07			0.07	0.07			0.07	0.07	
Total kmol/h	9,305.99	23,264.98	23,264.98	5,175.48	18,089.50	18,089.50	2,543.21	15,546.28	15,546.29	15,546.29	11.33	15,534.95	15,534.95	15,534.95	8.24	15,526.72
Flowrates in kmol/h																
Methane	243.00	607.51	607.51	0.05	607.46	607.46	0.03	607.43	607.43	607.43	0.00	607.43	607.43	607.43	0.00	607.43
Hydrogen	4,565.63	11,414.07	11,414.07	0.54	11,413.53	11,413.53	0.39	11,413.14	11,413.14	11,413.14	0.00	11,413.14	11,413.14	11,413.14	0.00	11,413.14
Oxygen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrogen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbon Monoxide	990.35	2,475.88	2,475.88	0.11	2,475.78	2,475.78	0.09	2,475.69	2,475.69	2,475.69	0.00	2,475.69	2,475.69	2,475.69	0.00	2,475.69
Carbon Dioxide	398.64	996.60	996.60	0.10	996.50	996.50	1.15	995.35	995.35	995.35	0.01	995.34	995.34	995.34	0.01	995.34
Water	3,108.36	7,770.91	7,770.91	5,174.68	2,596.23	2,596.23	2,541.55	54.68	54.68	54.68	11.32	43.36	43.36	43.36	8.22	35.13
Methanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte 2 de 6)

STREAM PROPERTIES

Stream No.	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48
Name	SYNGAS PURO												VAPOR PROCES	VAPOR A REPO		
-- Overall --																
Molar flow kmol/h	15,526.72	22,000.00	22,000.00	22,000.00	6,600.00	6,600.00	15,400.00	15,400.00	22,000.00	22,000.00	22,000.00	9,760.00	9,760.00	12,240.00	19,285.00	19,285.00
Mass flow kg/h	146,533.23	396,330.00	396,330.00	396,330.00	118,899.01	118,899.00	277,431.00	277,431.00	396,330.00	396,330.00	396,330.00	175,826.41	175,826.41	220,503.58	556,389.22	556,389.22
Temp C	93.26	155.00	239.09	278.11	278.11	400.00	278.11	317.92	336.76	530.00	323.09	323.09	285.84	323.09	48.73	300.00
Pres kPa	7,500.00	10,980.00	10,970.00	10,950.00	10,950.00	10,930.00	10,950.00	10,930.00	10,930.00	10,910.00	2,000.00	2,000.00	1,400.00	2,000.00	130.00	110.00
Vapor mole fraction	1.00	-	-	-	-	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Enth MJ/h	-688,040.00	-6,074,400.00	-5,922,300.00	-5,844,400.00	-1,753,300.00	-1,534,300.00	-4,091,100.00	-3,679,800.00	-5,214,000.00	-4,970,700.00	-5,114,800.00	-2,269,100.00	-2,281,000.00	-2,845,700.00	13,220.00	157,170.00
Tc C	-187.65	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	374.20	-141.83	-141.83
Pc kPa	3,976.70	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	22,118.23	3,604.60	3,604.60
Std. sp. gr. wtr = 1	0.29	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.87	0.87
Std. sp. gr. air = 1	0.33	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	0.62	1.00	1.00
Degree API	352.62	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	10.00	32.05	32.05
Average mol wt	9.44	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	28.85	28.85
Actual dens kg/m ³	22.53	911.84	811.58	750.67	750.67	41.98	750.67	57.05	52.04	31.76	7.59	7.59	5.63	7.59	1.40	0.67
Actual vol m ³ /h	6,503.93	434.65	488.34	527.97	527.97	2,832.54	369.58	4,863.13	7,615.62	12,479.35	52,228.46	23,170.45	31,220.47	29,058.01	396,968.35	835,747.94
Std liq m ³ /h	501.34	396.33	396.33	396.33	118.90	118.90	277.43	277.43	396.33	396.33	396.33	175.83	175.83	220.50	643.09	643.09
Std vap 0 C m ³ /h	348,010.51	493,100.28	493,100.28	493,100.28	147,930.08	147,930.08	345,170.16	345,170.16	493,100.28	493,100.28	493,100.28	218,757.23	218,757.23	274,343.04	432,247.21	432,247.21
-- Vapor only --																
Molar flow kmol/h	15,526.72					6,600.00		15,400.00	22,000.00	22,000.00	22,000.00	9,760.00	9,760.00	12,240.00	19,285.00	19,285.00
Mass flow kg/h	146,533.23					118,899.00		277,431.00	396,330.00	396,330.00	396,330.00	175,826.41	175,826.41	220,503.58	556,389.22	556,389.22
Enth MJ/h	-688,040.00					-1,534,300.00		-3,679,800.00	-5,214,000.00	-4,970,700.00	-5,114,800.00	-2,269,100.00	-2,281,000.00	-2,845,700.00	13,220.00	157,170.00
Average mol wt	9.44					18.02		18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	18.02	28.85	28.85
Actual dens kg/m ³	22.53					41.98		57.05	52.04	31.76	7.59	7.59	5.63	7.59	1.40	0.67
Actual vol m ³ /h	6,503.93					2,832.54		4,863.13	7,615.62	12,479.35	52,228.46	23,170.45	31,220.47	29,058.01	396,968.35	835,747.94
Std liq m ³ /h	501.34					118.90		277.43	396.33	396.33	396.33	175.83	175.83	220.50	643.09	643.09
Std vap 0 C m ³ /h	348,010.51					147,930.08		345,170.16	493,100.28	493,100.28	493,100.28	218,757.23	218,757.23	274,343.04	432,247.21	432,247.21
Cp J/kmol-K	31,070.27					58,855.29		115,953.70	91,825.36	45,564.03	40,766.83	40,766.83	40,177.62	40,766.83	29,269.65	30,358.64
Z factor	1.03					0.84		0.70	0.75	0.93	0.96	0.96	0.96	0.96	1.00	1.00
Visc Pa-sec	0.00					0.00		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Th cond W/m-K	0.13					0.07		0.06	0.06	0.08	0.05	0.05	0.04	0.05	0.03	0.04
-- Liquid only --																
Molar flow kmol/h		22,000.00	22,000.00	22,000.00	6,600.00			15,400.00								
Mass flow kg/h		396,330.00	396,330.00	396,330.00	118,899.01			277,431.00								
Enth MJ/h		-6,074,400.00	-5,922,300.00	-5,844,400.00	-1,753,300.00			-4,091,100.00								
Average mol wt		18.02	18.02	18.02	18.02			18.02								
Actual dens kg/m ³		911.84	811.58	750.67	750.67			750.67								
Actual vol m ³ /h		434.65	488.34	527.97	527.97			369.58								
Std liq m ³ /h		396.33	396.33	396.33	118.90			277.43								
Std vap 0 C m ³ /h		493,100.28	493,100.28	493,100.28	147,930.08			345,170.16								
Cp J/kmol-K		78,400.40	87,294.81	94,495.42	94,495.42			94,495.42								
H latent kJ/kmol		37,920.00	31,840.00	27,930.00	27,930.00			27,930.00								
Z factor		8.25E-02	7.88E-02	8.05E-02	8.05E-02			8.05E-02								
Visc Pa-sec		1.76E-04	1.14E-04	9.73E-05	9.73E-05			9.73E-05								
Th cond W/m-K		0.68	0.63	0.58	0.58			0.58								
Surf tens N/m		0.05	0.03	0.02	0.02			0.02								

Total kmol/h	15,526.72	22,000.00	22,000.00	22,000.00	6,600.00	6,600.00	15,400.00	15,400.00	22,000.00	22,000.00	22,000.00	9,760.00	9,760.00	12,240.00	19,285.00	19,285.00
Flowrates in kmol/h																
Methane	607.43	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hydrogen	11,415.14	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Oxygen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrogen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	4,050.00	4,050.00
Carbon Monoxide	2,475.69	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbon Dioxide	995.34	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Water	35.13	22,000.00	22,000.00	22,000.00	6,600.00	6,600.00	15,400.00	15,400.00	22,000.00	22,000.00	22,000.00	9,760.00	9,760.00	12,240.00	-	-
Methanol	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte 3 de 6)

STREAM PROPERTIES

Stream No.	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	
Name												CASES DE COM					
-- Overall --																	
Molar flow kmol/h	24,407.15	24,407.15	24,407.15	22,437.74	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	67,482.79	47,237.94	20,244.83	20,244.83	
Mass flow kg/h	587,282.26	587,282.26	587,281.24	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	419,393.00	293,575.02	125,818.00	125,818.00	
Temp C	251.97	251.97	1,195.04	2,245.07	2,258.92	2,249.87	1,150.10	979.99	684.96	401.31	375.08	175.82	52.01	52.01	52.01	155.00	
Pres kPa	110.00	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	102.34	7,500.00	7,500.00	7,500.00	7,480.00	
Vapor mole fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	
Enth MJ/h	42,920.00	42,920.00	42,920.00	42,920.00	42,920.00	33,920.00	-996,920.00	-1,143,400.00	-1,386,700.00	-1,605,800.00	-1,625,300.00	-1,769,200.00	-1,712,800.00	-1,199,000.00	-513,850.00	-448,590.00	
Tc C	-150.21	-150.21	-114.92	-30.94	-30.55	-30.55	-30.55	-30.55	-30.55	-30.55	-30.55	-30.55	-196.10	-196.10	-196.10	-196.10	
Pc kPa	3,966.78	3,966.78	3,938.15	2,468.75	2,436.66	2,436.66	2,436.66	2,436.66	2,436.66	2,436.66	2,436.66	2,436.66	3,761.14	3,761.14	3,761.14	3,761.14	
Std. sp gr. wtr = 1	0.72	0.72	0.74	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.19	0.19	0.19	0.19	
Std. sp gr. air = 1	0.83	0.83	0.83	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.90	0.22	0.22	0.22	0.22	
Degree API	65.51	65.51	60.57	36.87	36.90	36.90	36.90	36.90	36.90	36.90	36.90	36.90	608.67	608.67	608.67	608.67	
Average mol wt	24.06	24.06	24.06	26.17	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	6.21	6.21	6.21	6.21	
Actual dens kg/m³	0.61	0.56	0.20	0.13	0.13	0.13	0.23	0.26	0.34	0.48	0.50	0.72	16.72	16.72	16.72	12.67	
Actual vol m³/h	969,067.28	1,041,583.78	2,911,525.25	4,590,429.96	4,617,760.47	4,601,261.49	2,595,886.88	2,285,665.40	1,747,608.51	1,230,141.70	1,182,268.22	818,377.03	25,077.03	17,553.92	7,523.11	9,931.00	
Std liq m³/h	817.67	817.67	797.17	698.81	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	2,193.79	1,535.65	658.14	658.14	
Std vap 0 C m³/h	547,053.22	547,053.22	547,053.22	502,911.61	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	1,512,535.41	1,058,774.48	453,760.56	453,760.56	
-- Vapor only --																	
Molar flow kmol/h	24,407.15	24,407.15	24,407.15	22,437.74	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	67,482.79	47,237.94	20,244.83	20,244.83	
Mass flow kg/h	587,282.26	587,282.26	587,281.24	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	587,280.00	419,393.00	293,575.02	125,818.00	125,818.00	
Enth MJ/h	42,920.00	42,920.00	42,920.00	42,920.00	42,920.00	33,920.00	-996,920.00	-1,143,400.00	-1,386,700.00	-1,605,800.00	-1,625,300.00	-1,769,200.00	-1,712,800.00	-1,199,000.00	-513,850.00	-448,590.00	
Average mol wt	24.06	24.06	24.06	26.17	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	26.16	6.21	6.21	6.21	6.21	
Actual dens kg/m³	0.61	0.56	0.20	0.13	0.13	0.13	0.23	0.26	0.34	0.48	0.50	0.72	16.72	16.72	16.72	12.67	
Actual vol m³/h	969,067.28	1,041,583.78	2,911,525.25	4,590,429.96	4,617,760.47	4,601,261.49	2,595,886.88	2,285,665.40	1,747,608.51	1,230,141.70	1,182,268.22	818,377.03	25,077.03	17,553.92	7,523.11	9,931.00	
Std liq m³/h	817.67	817.67	797.17	698.81	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	698.95	2,193.79	1,535.65	658.14	658.14	
Std vap 0 C m³/h	547,053.22	547,053.22	547,053.22	502,911.61	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	503,139.45	1,512,535.41	1,058,774.48	453,760.56	453,760.56	
Cp J/kmol-K	30,744.30	30,743.18	36,551.70	44,283.30	44,325.95	44,297.03	38,896.52	37,807.94	35,613.41	33,180.26	32,957.15	31,510.67	31,007.63	31,011.71	31,011.69	31,621.96	
Z factor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.03	1.03	1.03	1.03	
Visc Pa-sec	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Th cond W/m-K	0.06	0.06	0.14	0.18	0.18	0.18	0.11	0.09	0.07	0.05	0.05	0.03	0.14	0.14	0.14	0.17	
-- Liquid only --																	
Molar flow kmol/h																	
Mass flow kg/h																	
Enth MJ/h																	
Average mol wt																	
Actual dens kg/m³																	
Actual vol m³/h																	
Std liq m³/h																	
Std vap 0 C m³/h																	
Cp J/kmol-K																	
H latent kJ/kmol																	
Z factor																	
Visc Pa-sec																	
Th cond W/m-K																	
Surf tens N/m																	
Total kmol/h	24,407.15	24,407.15	24,407.15	22,437.74	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	22,447.91	67,482.79	47,237.94	20,244.83	20,244.83	
Flowsrates in kmol/h																	
Methane	976.55	976.55	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	7,238.94	5,067.26	2,171.68	2,171.68	
Hydrogen	3,938.82	3,938.82	3,938.82	-	-	-	-	-	-	-	-	-	54,476.89	38,133.82	16,343.07	16,343.07	
Oxygen	4,050.00	4,050.00	2,096.90	127.49	96.99	96.99	96.99	96.99	96.99	96.99	96.99	96.99	-	-	-	-	
Nitrogen	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	15,235.00	-	-	-	-	
Carbon Monoxide	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	95.46	3,519.35	2,463.54	1,055.80	1,055.80	
Carbon Dioxide	89.32	89.32	1,065.87	1,065.87	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,086.20	1,971.85	1,380.29	591.55	591.55	
Water	1.68	1.68	1,954.77	5,933.59	5,934.26	5,934.26	5,934.26	5,934.26	5,934.26	5,934.26	5,934.26	5,934.26	53.46	37.42	16.04	16.04	
Methanol	20.33	20.33	20.33	20.33	-	-	-	-	-	-	-	-	222.31	153.62	66.69	66.69	

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte 4 de 6)

STREAM PROPERTIES

Stream No.	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
Name				METANOL + SYNGAS									REC.		PURGA	
-- Overall --																
Molar flow kmol/h	20,244.83	67,482.77	62,722.51	60,915.51	44,772.90	44,772.90	16,142.61	16,142.61	60,915.51	60,915.51	60,915.51	56,708.22	51,956.06	51,956.06	4,752.15	4,752.15
Mass flow kg/h	125,818.00	419,393.00	419,394.00	419,393.46	308,254.20	308,254.20	111,139.27	111,139.27	419,393.46	419,393.46	419,393.52	297,817.00	272,859.68	272,859.68	24,957.05	24,957.05
Temp C	240.00	109.14	219.01	270.00	270.00	170.00	270.00	169.93	169.98	137.84	35.00	35.00	35.00	39.71	35.00	224.75
Pres kPa	7,460.00	7,460.00	7,460.00	7,250.00	7,250.00	7,250.00	7,250.00	7,250.00	7,250.00	7,210.00	7,200.00	7,200.00	7,200.00	7,500.00	7,200.00	7,160.00
Vapor mole fraction	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.93	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Enth MJ/h	-393,710.00	-1,592,700.00	-1,592,700.00	-1,539,700.00	-1,131,700.00	-1,283,800.00	-408,030.00	-462,910.00	-1,746,700.00	-1,812,000.00	-2,182,200.00	-1,126,700.00	-1,032,300.00	-1,024,800.00	-94,419.00	-65,977.00
Tc C	-196.10	-196.10	-168.97	-153.16	-153.16	-153.16	-153.16	-153.16	-153.16	-153.16	-153.16	-198.70	-198.70	-198.70	-198.70	-198.70
Pe kPa	3,761.14	3,761.14	5,234.54	5,901.26	5,901.26	5,901.26	5,901.26	5,901.26	5,901.26	5,901.26	5,901.26	3,687.28	3,687.28	3,687.28	3,687.28	3,687.28
Std. sp gr. wtr = 1	0.19	0.19	0.20	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.21	0.16	0.16	0.16	0.16	0.16
Std. sp gr. air = 1	0.22	0.22	0.23	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24	0.24	0.18	0.18	0.18	0.18	0.18
Degree API	608.67	608.67	566.47	541.60	541.60	541.60	541.60	541.60	541.60	541.60	541.60	746.17	746.17	746.17	746.17	746.17
Average mol wt	6.21	6.21	6.69	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25
Actual dens kg/m ³	10.56	14.14	11.87	10.79	10.79	13.21	10.79	13.21	13.21	14.22	14.22	14.34	14.34	14.34	14.34	8.84
Actual vol m ³ /h	11,909.19	29,652.84	35,328.67	38,857.56	28,560.30	23,341.45	10,297.25	8,414.22	31,755.67	29,493.66	20,767.24	20,767.24	19,026.94	18,573.93	1,740.29	2,823.20
Std liq m ³ /h	658.14	2,193.79	2,068.71	1,995.02	1,466.34	1,466.34	528.68	528.68	1,995.02	1,995.02	1,847.24	1,847.24	1,692.44	1,692.44	154.80	154.80
Std vap 0 C m ³ /h	453,760.56	1,512,534.85	1,405,840.25	1,365,338.78	1,003,523.90	1,003,523.90	361,814.71	361,814.71	1,365,338.67	1,365,338.67	1,271,038.02	1,271,038.02	1,164,524.88	1,164,524.88	106,512.98	106,512.98
-- Vapor only --																
Molar flow kmol/h	20,244.83	67,482.77	62,722.51	60,915.51	44,772.90	44,772.90	16,142.61	16,142.61	60,915.51	60,915.51	60,915.51	56,708.22	51,956.06	51,956.06	4,752.15	4,752.15
Mass flow kg/h	125,818.00	419,393.00	419,394.00	419,393.46	308,254.20	308,254.20	111,139.27	111,139.27	419,393.46	419,393.46	419,393.52	297,817.00	272,859.68	272,859.68	24,957.05	24,957.05
Enth MJ/h	-393,710.00	-1,592,700.00	-1,592,700.00	-1,539,700.00	-1,131,700.00	-1,283,800.00	-408,030.00	-462,910.00	-1,746,700.00	-1,812,000.00	-2,182,200.00	-1,126,700.00	-1,032,300.00	-1,024,800.00	-94,419.00	-65,977.00
Average mol wt	6.21	6.21	6.69	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	6.88	5.25	5.25	5.25	5.25	5.25
Actual dens kg/m ³	10.56	14.14	11.87	10.79	10.79	13.21	10.79	13.21	13.21	14.22	14.34	14.34	14.34	14.34	14.34	8.84
Actual vol m ³ /h	11,909.19	29,652.84	35,328.67	38,857.56	28,560.30	23,341.45	10,297.25	8,414.22	31,755.67	29,493.66	20,767.24	20,767.24	19,026.94	18,573.93	1,740.29	2,823.20
Std liq m ³ /h	658.14	2,193.79	2,068.71	1,995.02	1,466.34	1,466.34	528.68	528.68	1,995.02	1,995.02	1,847.24	1,847.24	1,692.44	1,692.44	154.80	154.80
Std vap 0 C m ³ /h	453,760.56	1,512,534.85	1,405,840.25	1,365,338.78	1,003,523.90	1,003,523.90	361,814.71	361,814.71	1,365,338.67	1,365,338.67	1,271,038.02	1,271,038.02	1,164,524.88	1,164,524.88	106,512.98	106,512.98
Cp J/kmol-K	32,170.23	31,326.86	33,495.81	34,477.69	34,477.69	33,481.76	34,477.69	33,481.76	33,482.61	33,189.62	30,902.99	30,902.99	30,902.99	30,902.99	30,957.97	32,243.63
Z factor	1.03	1.03	1.03	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	1.02	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
Visc Pa-sec	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Th cond W/m-K	0.20	0.16	0.18	0.19	0.19	0.16	0.19	0.16	0.16	0.16	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.20
-- Liquid only --																
Molar flow kmol/h											4,207.30					
Mass flow kg/h											121,576.73					
Enth MJ/h											-1,055,500.00					
Average mol wt											28.90					
Actual dens kg/m ³											801.82					
Actual vol m ³ /h											151.63					
Std liq m ³ /h											147.77					
Std vap 0 C m ³ /h											94,500.77					
Cp J/kmol-K											109,446.91					
H latent kJ/kmol											38,730.00					
Z factor											1.33E-01					
Visc Pa-sec											5.36E-04					
Th cond W/m-K											0.22					
Surf tens N/m											0.02					
Total kmol/h	20,244.83	67,482.77	62,722.51	60,915.51	44,772.90	44,772.90	16,142.61	16,142.61	60,915.51	60,915.51	60,915.51	56,708.22	51,956.06	51,956.06	4,752.15	4,752.15
Flowrates in kmol/h																
Methane	2,171.68	7,238.94	7,238.94	7,238.94	5,320.62	5,320.62	1,918.32	1,918.32	7,238.94	7,238.94	7,238.94	7,238.06	6,631.51	6,631.51	606.55	606.55
Hydrogen	16,343.07	54,476.87	49,716.62	47,006.11	34,549.49	34,549.49	12,456.62	12,456.62	47,006.11	47,006.11	47,006.11	47,002.57	43,063.75	43,063.75	3,938.82	3,938.82
Oxygen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrogen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbon Monoxide	1,055.80	3,519.35	1,139.21	1,139.21	837.32	837.32	301.89	301.89	1,139.21	1,139.21	1,139.21	1,139.12	1,043.66	1,043.66	95.46	95.46
Carbon Dioxide	591.55	1,971.85	1,971.85	1,068.35	785.24	785.24	283.11	283.11	1,068.35	1,068.35	1,068.35	1,065.83	976.51	976.51	89.32	89.32
Water	16.04	53.46	53.46	956.96	703.36	703.36	253.59	253.59	956.96	956.96	956.96	20.00	18.32	18.32	1.68	1.68
Methanol	66.69	222.31	2,602.44	3,505.94	2,576.87	2,576.87	929.07	929.07	3,505.94	3,505.94	3,505.94	242.64	222.31	222.31	20.33	20.33

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte 5 de 6)

STREAM PROPERTIES

Stream No.	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96
Name			METANOL CRUD							GAS OFF			METANOL + AGUA		FONDOS 216	METANOL PURO
-- Overall --																
Molar flow kmol/h	4.752.15	4.752.15	4.207.29	4.207.29	4.207.29	137.26	137.26	8.06	8.06	7.60	0.46	129.66	4.199.70	4.199.70	940.91	3.258.79
Mass flow kg/h	24.957.05	24.957.05	121.576.73	121.576.73	121.576.75	4.250.32	4.250.32	167.47	167.47	152.73	14.74	4.097.59	121.424.21	121.424.21	17.019.14	104.405.07
Temp C	350.00	66.18	35.00	36.64	35.00	70.57	25.00	24.97	15.00	15.00	15.00	24.97	74.35	74.37	126.62	89.34
Pres kPa	7.140.00	200.00	7.200.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	130.00	250.00	250.00
Vapor mole fraction	1.00	1.00	-	0.00	0.00	1.00	0.06	1.00	0.94	1.00	-	-	-	-	-	-
Enth MJ/h	-46.506.00	-89.701.00	-1.055.500.00	-1.055.500.00	-1.056.300.00	-27.471.00	-33.086.00	-1.275.90	-1.298.00	-1.183.80	-114.19	-31.924.00	-1.036.600.00	-1.036.500.00	-261.630.00	-764.900.00
Te C	-198.70	-198.70	257.07	257.07	257.07	228.40	228.40	-40.60	-40.60	-64.62	238.99	240.66	257.52	257.52	372.90	239.51
Pe kPa	3.687.28	3.687.28	9.171.82	9.171.82	9.171.82	9.041.04	9.041.04	9.298.29	9.298.28	8.491.16	8.291.62	8.370.83	9.148.16	9.148.16	21.892.41	8.098.60
Std. sp gr. wtr = 1	0.16	0.16	0.82	0.82	0.82	0.79	0.79	0.51	0.51	0.50	0.80	0.81	0.82	0.82	1.00	0.80
Std. sp gr. air = 1	0.18	0.18	1.00	1.00	1.00	1.07	1.07	0.72	0.72	0.69	1.10	1.09	1.00	1.00	0.63	1.11
Degree API	746.17	746.17	40.49	40.49	40.49	48.30	48.30	144.91	144.91	154.58	44.68	44.34	40.34	40.34	10.32	45.24
Average mol wt	5.25	5.25	28.90	28.90	28.90	30.97	30.97	20.78	20.78	20.10	31.87	31.60	28.91	28.91	18.09	32.04
Actual dens kg/m3	7.07	0.37	801.82	392.07	398.68	1.44	26.83	1.09	1.20	1.09	801.52	792.11	764.88	764.86	933.76	722.41
Actual vol m3/h	3.531.62	67.078.77	151.63	310.09	304.95	2.958.55	158.42	153.22	139.70	139.68	0.02	5.17	158.75	158.75	18.23	144.52
Std liq m3/h	154.80	154.80	147.77	147.77	147.77	5.40	5.40	0.33	0.33	0.31	0.02	5.09	147.46	147.46	17.06	130.40
Std vap 0 C m3/h	106.512.98	106.512.98	94.300.78	94.300.78	94.300.78	3.076.46	3.076.46	180.65	180.65	170.29	10.36	2.906.17	94.130.63	94.130.63	21.089.22	73.041.41
-- Vapor only --																
Molar flow kmol/h	4.752.15	4.752.15		8.04	7.83	137.26	8.06	8.06	7.60	7.60						
Mass flow kg/h	24.957.05	24.957.05		159.13	152.31	4.250.32	167.47	167.47	152.73	152.73						
Enth MJ/h	-46.506.00	-89.701.00		-1.166.40	-1.117.70	-27.471.00	-1.276.10	-1.275.90	-1.183.80	-1.183.80						
Average mol wt	5.25	5.25		19.79	19.45	30.97	20.78	20.78	20.10	20.10						
Actual dens kg/m3	7.07	0.37		1.00	0.99	1.44	1.09	1.09	1.09	1.09						
Actual vol m3/h	3.531.62	67.078.77		158.74	153.88	2.958.55	153.27	153.22	139.68	139.68						
Std liq m3/h	154.80	154.80		0.32	0.31	5.40	0.33	0.33	0.31	0.31						
Std vap 0 C m3/h	106.512.98	106.512.98		180.19	175.56	3.076.46	180.69	180.65	170.29	170.29						
Cp J/kmol-K	33.195.91	30.377.98		35.024.06	34.759.62	46.784.35	34.228.90	34.228.86	33.358.84	33.358.84						
Z factor	1.02	1.00		1.00	1.00	0.98	1.00	1.00	1.00	1.00						
Visc Pa-sec	0.00	0.00		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00						
Th cond W/m-K	0.24	0.14		0.06	0.06	0.02	0.06	0.06	0.06	0.06						
-- Liquid only --																
Molar flow kmol/h			4.207.29	4.199.25	4.199.46		129.20		0.46		0.46	129.66	4.199.70	4.199.70	940.91	3.258.79
Mass flow kg/h			121.576.73	121.417.60	121.424.43		4.082.81		14.74		14.74	4.097.59	121.424.21	121.424.21	17.019.14	104.405.07
Enth MJ/h			-1.055.500.00	-1.054.300.00	-1.055.200.00		-31.810.00		-114.19		-114.19	-31.924.00	-1.036.600.00	-1.036.500.00	-261.630.00	-764.900.00
Average mol wt			28.90	28.91	28.91		31.60		31.87		31.87	31.60	28.91	28.91	18.09	32.04
Actual dens kg/m3			801.82	802.26	803.78		792.08		801.52		801.52	792.11	764.88	764.86	933.76	722.41
Actual vol m3/h			151.63	151.34	151.07		5.15		0.02		0.02	5.17	158.75	158.75	18.23	144.52
Std liq m3/h			147.77	147.46	147.46		5.07		0.02		0.02	5.09	147.46	147.46	17.06	130.40
Std vap 0 C m3/h			94.300.78	94.120.59	94.125.23		2.895.77		10.36		10.36	2.906.17	94.130.63	94.130.63	21.089.22	73.041.41
Cp J/kmol-K			109.446.91	110.491.65	110.357.07		117.249.39		117.126.13		117.126.13	117.215.74	114.986.83	114.997.19	77.295.41	129.527.61
H latent kJ/kmol			38.730.00	38.630.00	38.730.00		37.890.00		38.380.00		38.380.00	37.890.00	36.180.00	36.180.00	39.440.00	33.340.00
Z factor			1.33E-01	2.40E-03	2.40E-03		2.70E-03		2.80E-03		2.80E-03	2.70E-03	2.20E-03	2.20E-03	4.30E-03	4.90E-03
Visc Pa-sec			5.36E-04	5.13E-04	5.25E-04		5.37E-04		6.10E-04		6.10E-04	5.38E-04	3.30E-04	3.30E-04	2.16E-04	2.78E-04
Th cond W/m-K			0.22	0.22	0.22		0.20		0.20		0.20	0.20	0.21	0.21	0.67	0.18
Surf tens N/m			0.02	0.02	0.02		0.02		0.02		0.02	0.02	0.02	0.02	0.05	0.02
Total kmol/h	4.752.15	4.752.15	4.207.29	4.207.29	4.207.29	137.26	137.26	8.06	8.06	7.60	0.46	129.66	4.199.70	4.199.70	940.91	3.258.79
Flowrates in kmol/h																
Methane	606.55	606.55	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	0.88	-	0.00	-	-	-	-
Hydrogen	3.938.82	3.938.82	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	3.54	-	0.00	-	-	-	-
Oxygen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Nitrogen	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Carbon Monoxide	95.46	95.46	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	-	-	-	-	-	-
Carbon Dioxide	89.32	89.32	2.52	2.52	2.52	3.95	3.95	2.53	2.53	2.52	0.01	1.43	-	-	-	-
Water	1.68	1.68	936.96	936.96	936.96	5.28	5.28	0.02	0.02	0.00	0.01	5.28	936.95	936.95	936.02	0.94
Methanol	20.33	20.33	3.263.30	3.263.30	3.263.30	123.52	123.52	1.00	1.00	0.56	0.45	122.96	3.262.75	3.262.75	4.89	3.257.86

Tabla 17.1 Propiedades y composición de las corrientes de la simulación de la Planta de metanol. Fuente: CHEMCAD 6.0.1. (parte 6 de 6)

17.2. SIMULACIÓN PLANTA FORMALDEHIDO

Para realizar la simulación de la planta de formaldehído se empleó el simulador CHEMCAD 6.0.1. bajo las condiciones de operación señalados en los capítulos 10 y 11 de la presente tesis, considerando el modelo termodinámico NRTL.

Solamente se realizó la simulación hasta la obtención del formaldehído concentrado a 90% en peso, los cálculos posteriores se realizaron empleando la hoja de cálculo EXCEL.

A continuación se presenta el diagrama de la simulación, los valores y propiedades de cada una de las corrientes de este proceso.

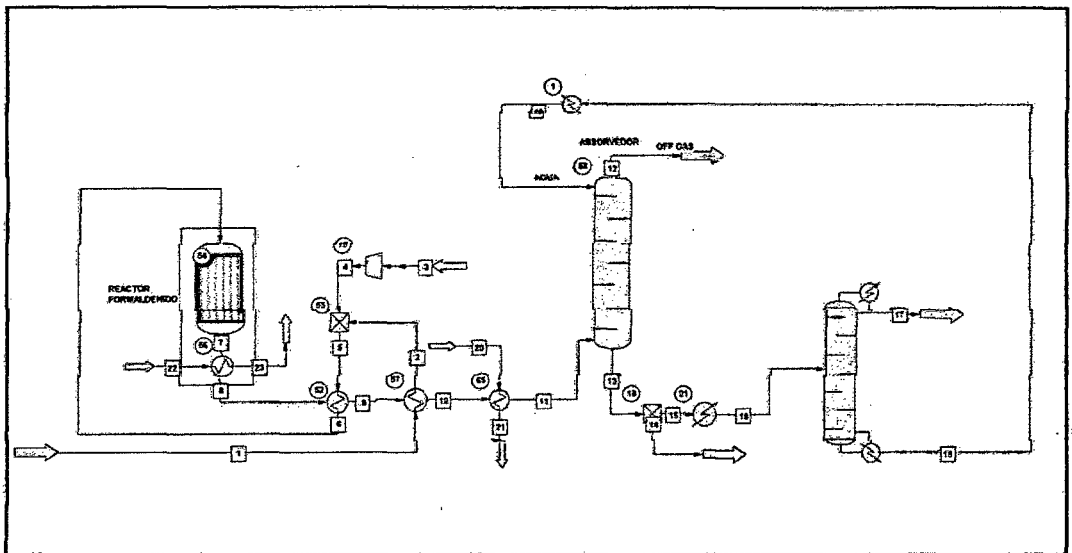


Figura 17.2 Simulación planta de formaldehído.

18. ANEXO

18.1. ESTIMACIONES DE LA DEMANDA DEL METANOL Y FORMALDEHÍDO

En el numeral 7.3 del Estudio de Mercado (Capítulo 7) se determinó los dimensionamientos de las plantas, los cuales se consideró del orden muy comercial, teniendo en cuenta que casi toda la producción será destinada a la exportación.

Con relación a la demanda del metanol y formaldehído que existe a nivel internacional, se determinó que el punto de partida será:

Demanda (TM)	2014
Metanol	360 903
Formaldehído (96% peso)	267 560
Formaldehído (42% peso)	402 694

Tabla 18.1 Demanda del Formaldehído

Para nuestro caso el metanol es un subproducto que nos permitirá tener ingresos, que son importantes para la evaluación económica y financiera.

En el Capítulo 7, se indicó que la demanda mundial del metanol crecerá en 9.8% anual cuya fuente fue IHS Chemical; asimismo, para el formaldehído se mencionan varias tasas de crecimientos para los diversos mercados, en China un 7%, en Estados Unidos un 1% y en Europa un rango del 2% al 7%, para nuestro caso teniendo como base los porcentajes de crecimientos mencionados se asumió un escenario conservador considerando un crecimiento del 3%, a continuación se muestra las estimaciones obtenidas.

Demanda (TM)	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Metanol	360 903	396 271	435 106	477 746	524 566	575 973	632 418
Formaldehído (96% peso)	267 560	275 587	283 854	292 370	301 141	310 175	319 481
Formaldehído (42% peso)	402 694	414 775	427 218	440 035	453 236	466 833	480 838

Tabla 18.2 Proyecciones de la demanda del Formaldehído

18.2. ESTIMACIONES DE PRECIOS

Es preciso indicar que para la obtención del formaldehído se requiere metanol, siendo este último producido a partir del gas natural, razón por la cual dichos productos dependerán del gas natural, por lo que para la estimación de precios se utilizó la proyección de los precios del gas natural de Natural Gas Supply Disposition and Prices (AEO2013ER) de la U.S. Energy Information Administration (eia), considerando que nuestro mercado tiene como referencia al Henry Hub, se tomaron los siguientes factores de crecimiento:

Año	Factor
2014	0,960
2015	0,998
2016	1,143
2017	1,036
2018	1,070
2019	1,022
2020	1,021

Tabla 18.3 Factor de crecimiento

18.2.1 PRECIOS DEL GAS NATURAL

De acuerdo a la normativa regulatoria el precio del gas natural para la zona sur del país está constituido por el precio en boca de pozo más la tarifa de transporte determinada por OSINERGMIN.

Precio a boca de pozo	6 US\$/MMBTU	Para petroquímica, según el Contrato del Lote 88
Tarifa de Transporte	2,475 US\$/MMBTU	Tarifa regulada por OSINERGMIN
Precio Base	8,475 US\$/MMBTU	

Tabla 18.4 Precio Base del Gas Natural

Teniendo el precio base la tabla 18.4, se obtuvieron las proyecciones de precios en US\$/MBTU:

2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
8,475	8,465	9,680	10,036	10,744	10,985	11,222

Tabla 18.5 Proyecciones Precio del Gas Natural

18.2.2 PRECIOS DEL METANOL

Se tomaron como base los precios históricos que proporciona Methanex en su web site:

Precio (US\$/TM)	2009	2010	2011	2012	2013
USA	366	459	459	482	516
Asia	330	460	470	435	450
Europa	326	366	422	446	480

Tabla 18.6 Precio del Metanol

Para las estimaciones de precios se utilizaron los factores de las proyecciones del U.S. Energy Information Administration (eia) como se menciona en los párrafos precedentes, cuyos resultados son los siguiente:

Precio (US\$/TM)	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
USA	496	495	566	587	628	642	656
Asia	432	432	494	512	548	560	572
Europa	461	461	527	546	585	598	611
Promedio	463	462	529	548	587	600	613

Tabla 18.6 Proyecciones del Precio del Metanol

18.2.3 PRECIOS DEL FORMALDEHIDO

Se tomaron como referencia los precios del paraformaldehído y formaldehído al 42% de diversos proveedores que ofrecen estos productos, con la

finalidad de determinar si con los precios que se pretenden vender dichos aldehídos resultan ser competitivos.

A continuación se mostrará el precio FOB que muestran dichos proveedores:

Paraformaldehído (US\$/TM)		Formaldehído 42% (US\$/TM)	
Rango (FOB China)			
700	850	380	437
740	770	200	500
	875	240	375
860	920	400	500
950	1150		
860	920		
800	1000		
700	800		
750	850		
780	850		
820	860		
780	900		
792	850		
800	900		
780	860		
1050	1150		
870	900		
815	830		
780	860		

	Precios promedios	
	Mínimo	Máximo
Paraformaldehído	813	900
Formaldehído 42%	305	453

Tabla 18.7 Precios de proveedores del Paraformaldehído y Formaldehído 42%

Los precios que se indican en los cuadros anteriores servirán como referencia para determinar los que se consideraron para los del formaldehído, de

acuerdo a la información de la SUNAT se sacaron promedios del año 2013, cuyo resultado es el siguiente:

Precio FOB (US\$/TM)		
	Formaldehído 42%	Paraformaldehído
2013		
EE.UU	500	860
Asia		830
Europa	400	870

Tabla 18.8 Precios de Importación del Paraformaldehído y Formaldehído 42%

Con la finalidad de hacer que los precios sean competitivos y comparando la tabla 18.7 y 18.8 con el objetivo que los productos a producir puedan llegar a diversos mercados, se consideró tomar como base los siguientes precios:

Paraformaldehído (US\$/TM)	
EE.UU	860
Asia	830
Europa	870
Formaldehído 42%	
350US\$/TM	

Tabla 18.9 Precios Base para el Paraformaldehído y Formaldehído 42%

Finalmente con los factores de proyección y el precio base de la tabla 18.9, se realizaron las estimaciones de las variaciones de precios:

Precio (US\$/TM)	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Paraformaldehído	820	819	936	970	1039	1062	1085
USA	826	825	943	978	1047	1071	1094
Asia	797	796	910	944	1010	1033	1055
Europa	836	835	954	989	1059	1083	1106
Formaldehído 42%	336	336	384	398	426	436	445

Tabla 18.10 Estimación de Precios para el Paraformaldehído y Formaldehído 42%