



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PEMANFAATAN GAS SUAR BAKAR  
UNTUK INDUSTRI SEKITAR DI TIGA LOKASI**

**TESIS**

**GUNARD HANDIKO  
0806477320**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
PROGRAM KEKHUSUSAN MANAJEMEN GAS  
DEPOK  
JANUARI 2012**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Tesis ini adalah karya sendiri, dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama : Gunard Handiko

NPM : 0806477320

Tanda Tangan :



Tanggal : 19 Januari 2012



## HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh

Nama : Gunard Handiko

NPM : 0806477320

Program Studi : Program Pasca Sarjana Teknik Kimia Kekhususan  
Manajemen Gas

Judul Tesis : Pemanfaatan Gas Suar Bakar Untuk Industri Sekitar  
Di Tiga Lokasi

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Kekhususan Manajemen Gas, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

### DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Dr.rer.nat.Ir. Yuswan Muharam, MT

(.....)

Penguji : Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.sc, PhD

(.....)

Penguji : Dr. Ir. Praswasti PDK Wulan, MT

(.....)

Penguji : Prof. Dr. Ir. Widodo WP, DEA

(.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 19 Januari 2012

## UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terima kasih kepada:

**Dr.rer.nat. Ir. Yuswan Muharam, MT**

selaku dosen pembimbing yang telah meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi dan bimbingan serta persetujuan sehingga tesis ini dapat selesai dengan baik.



Gunard Handiko  
NPM 0806477320  
Departemen Teknik Kimia

Dosen Pembimbing  
Dr.rer.nat. Ir. Yuswan Muharam, MT

## PEMANFAATAN GAS SUAR BAKAR UNTUK INDUSTRI SEKITAR DI TIGA LOKASI

### ABSTRAK

Gas suar bakar pada umumnya hanya dibakar sehingga terbuang percuma dan meningkatkan kadar CO<sub>2</sub> di udara bebas. Kandungan gas suar bakar yang berupa hidrokarbon bisa dimanfaatkan sehingga bisa memberi ekonomis lebih pada gas suar bakar tersebut, terutama bagi industri sekitar lokasi gas suar bakar tersebut berada.

Pada kajian ini dibuat empat alternatif bentuk pemanfaatan gas suar bakar yaitu jalur pipa, *small scale* LNG, CNG, dan LPG. Dan kajian ini dilakukan pada tiga lokasi yaitu lapangan Semoga di Sumatera Selatan dengan kapasitas 7,7 MMSCFD, Lapangan Cemara Barat di Jawa Barat dengan kapasitas 1,4 MMSCFD, dan Lapangan Tambun di Bekasi dengan kapasitas 4,8 MMSCFD.

Simulasi proses menunjukkan kilang di lapangan Semoga memiliki produk alternatif pipa gas sebesar 7,187 MMSCFD, CNG sebesar 7,187 MMSCFD, atau LNG sebesar 5,319 MMSCFD dengan produk sampingan berupa LPG sebesar 46,19 ton/hari dan kondensat 8,99 barel/hari. Analisa keekonomian menunjukkan teknologi LNG memiliki indikator ekonomi terbaik yaitu IRR 55,32%, NPV sebesar 76,219 juta US\$, dan *payback period* 3 tahun.

Analisa sensitivitas menunjukkan perubahan nilai investasi yang paling berpengaruh terhadap keekonomian setiap teknologi transportasi.

**Kata Kunci: Gas Suar Bakar, Small LNG, Jalur Pipa, CNG, LPG, Pemanfaatan**

Gunard Handiko  
NPM 0806477320  
Chemical Engineering Department

Counsellor  
Dr.rer.nat. Ir. Yuswan Muharam, MT

## **THE UTILIZATION OF FLARE GAS FOR AROUND INDUSTRIES AT THREE LOCATIONS**

### **ABSTRACT**

Flare gas usually only burnt and will increase CO<sub>2</sub> content in atmosphere. The content of flare gas which is hydrocarbon should be utilized to give economical value, especially for industries around flare gas location.

This analysis built four alternative technologies for flare gas utilization that is pipeline, small scale LNG, CNG, and LPG. And this analysis is done for three location of flare gas, Semoga field in South Sumatera (7,7 MMSCFD), Cemara Barat field in West Java (1,4 MMSCFD), and Tambun field in Bekasi (4,8 MMSCFD).

Process simulation shows that Semoga filed has alternative product gas pipe 7,187 MMSCFD, or CNG 7,187 MMSCFD, or LNG 5,319 MMSCFD and by product as LPG 46,19 ton per day and condensate 8,99 barrel per day. Economic analysis shows small scale LNG has the best economic indicator which are IRR 55,32%, NPV 76,219 juta US\$, and payback period 3 years.

Sensitivity analysis shows the most sensitive parameter impacted on plat economic for each technolgy is capital investment.

**Keywords: Flare Gas, Pipeline, Small LNG, CNG, LPG, Utilization**

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT, karena atas rahmat dan karunia-Nya makalah tesis ini dapat diselesaikan tepat pada waktunya.

Tesis dengan judul "Pemanfaatan Gas Suar Bakar untuk Industri Sekitar di Tiga Lokasi" ini disusun untuk memenuhi sebagian persyaratan untuk meraih gelar Magister Teknik pada Program Magister Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

Pada kesempatan ini, penulis ingin mengucapkan terima kasih secara khusus kepada Bapak Dr.rer.nat. Ir. Yuswan Muharam, MT selaku pembimbing tesis yang telah meluangkan waktunya untuk memberikan bimbingan dan masukan dalam penyelesaian tesis ini. Selain itu, penulis juga ingin mengucapkan terima kasih kepada :

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
2. Keluarga tercinta yang telah mendukung penulis selama ini.
3. Rekan-rekan angkatan 2008 yang telah banyak membantu penulis selama ini.
4. Pihak-pihak lain yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Penulis menyadari masih banyak kekurangan dalam penulisan tesis ini. Saran dan kritik sangat diharapkan untuk kesempurnaan tesis ini.

Depok, 19 Januari 2012

Penulis  
Gunard Handiko

**PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH  
UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS  
(Hasil Karya Perorangan)**

---

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini ;

Nama : Gunard Handiko  
NPM : 0806477320  
Program Studi : Teknik Kimia, Program Kekhususan Manajemen Gas  
Fakultas : Teknik  
Jenis Karya : Tesis

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif (*Non-Exclusive Royalt-Fre Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

**“Pemanfaatan Gas Suar Bakar Untuk Industri Sekitar Di Tiga Lokasi”**

Beserta perangkat yang ada (bila diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-Eksklusif ini, Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, mempublikasikan tesis saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 19 Februari 2012

Yang menyatakan



(Gunard Handiko)

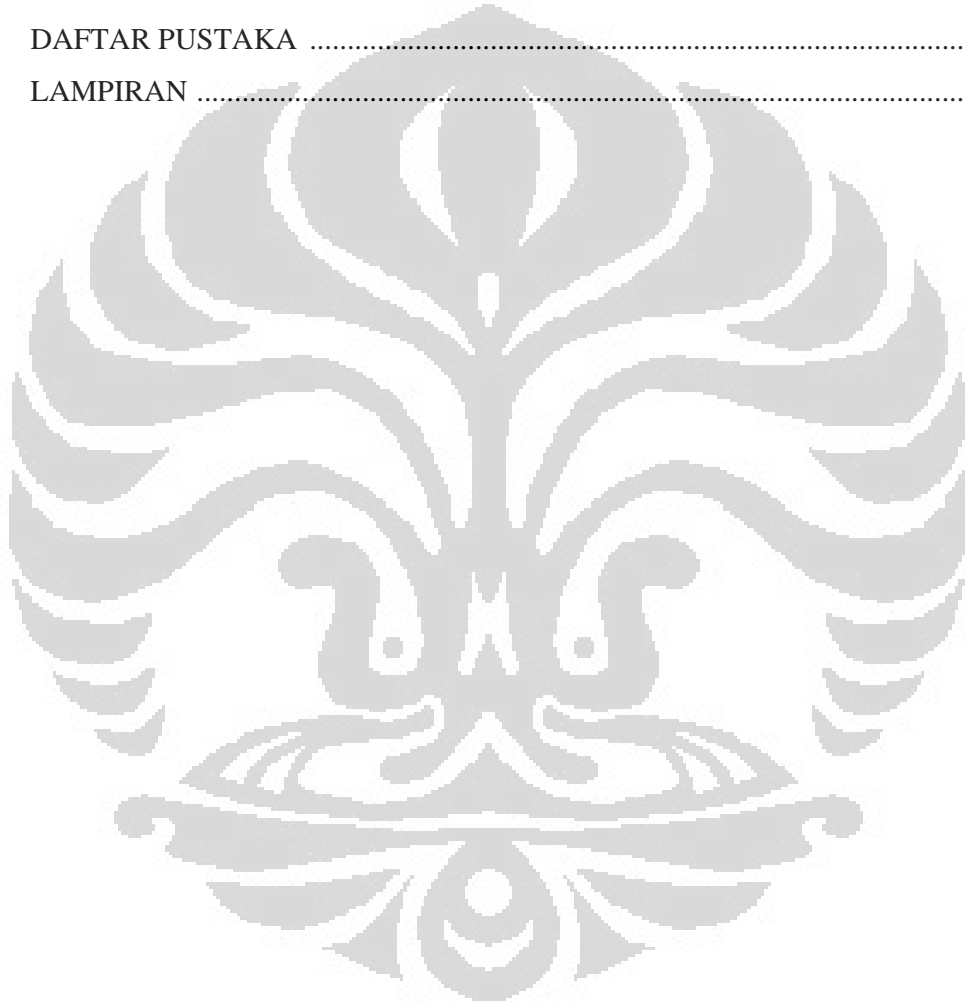


# DAFTAR ISI

|   | Halaman   |
|---|-----------|
| HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS .....           | ii        |
| HALAMAN PENGESAHAN .....                        | iii       |
| UCAPAN TERIMA KASIH .....                       | iv        |
| ABSTRAK .....                                   | v         |
| KATA PENGANTAR.....                             | vii       |
| DAFTAR ISI .....                                | viii      |
| DAFTAR TABEL .....                              | xi        |
| DAFTAR GAMBAR .....                             | xiii      |
| <b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>                  | <b>1</b>  |
| 1.1 Latar Belakang .....                        | 1         |
| 1.2 Perumusan Masalah .....                     | 2         |
| 1.3 Tujuan Penelitian .....                     | 2         |
| 1.4 Batasan Masalah .....                       | 3         |
| 1.5 Sistematika Penulisan .....                 | 3         |
| <b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA .....</b>            | <b>5</b>  |
| 2.1 Gas Suar Bakar .....                        | 5         |
| 2.1.1 Karakteristik Gas Suar .....              | 5         |
| 2.1.2 Potensi Gas Suar Bakar Di Indonesia ..... | 7         |
| 2.2 Teknologi <i>Pipeline</i> .....             | 8         |
| 2.3 Teknologi LNG .....                         | 11        |
| 2.3.1 Karakteristik LNG .....                   | 11        |
| 2.3.2 Teknologi <i>Small Scale</i> LNG .....    | 14        |
| 2.4 Teknologi CNG.....                          | 20        |
| 2.5 Teknologi LPG.....                          | 25        |
| 2.6 Kajian Keekonomian .....                    | 28        |
| <b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....</b>      | <b>32</b> |
| 3.1 Tahapan Penelitian .....                    | 32        |
| 3.2 Diagram Alir Penelitian .....               | 33        |
| 3.2.1 Pengumpulan Data .....                    | 34        |

|               |  |           |
|---------------|--|-----------|
| 3.2.2         | Studi Literatur .....  | 34        |
| 3.2.3         | Kajian Teknologi .....                                       | 34        |
| 3.2.4         | Kajian Ekonomi .....   | 34        |
| 3.2.5         | Kesimpulan .....   | 35        |
| <b>BAB IV</b> | <b>KELAYAKAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI .....</b>                | <b>36</b> |
| 4.1           | Karakteristik Gas Hasil Pengolahan .....                     | 36        |
| 4.2           | Simulasi Proses .....  | 38        |
| 4.3           | Lapangan Semoga .....  | 39        |
| 4.3.1         | Karakteristik Lapangan Semoga .....                          | 39        |
| 4.3.2         | Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Semoga .....          | 44        |
| 4.3.3         | Aplikasi Teknologi Jalur Pipa Di Lapangan Semoga .....       | 48        |
| 4.3.4         | Aplikasi Teknologi CNG Di Lapangan Semoga .....              | 49        |
| 4.3.5         | Aplikasi Teknologi LNG Di Lapangan Semoga .....              | 51        |
| 4.4           | Lapangan Cemara Barat .....                                  | 53        |
| 4.4.1         | Karakteristik Lapangan Cemara Barat .....                    | 54        |
| 4.4.2         | Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Cemara Barat .....    | 58        |
| 4.4.3         | Aplikasi Teknologi Jalur Pipa Di Lapangan Cemara Barat ..... | 61        |
| 4.4.4         | Aplikasi Teknologi CNG Di Lapangan Cemara Barat .....        | 62        |
| 4.4.5         | Aplikasi Teknologi LNG Di Lapangan Cemara Barat .....        | 64        |
| 4.5           | Lapangan Tambun .....  | 65        |
| 4.5.1         | Karakteristik Lapangan Tambun .....                          | 65        |
| 4.5.2         | Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Tambun .....          | 68        |
| 4.5.3         | Aplikasi Teknologi Jalur Pipa Di Lapangan Tambun .....       | 73        |
| 4.5.4         | Aplikasi Teknologi CNG Di Lapangan Tambun .....              | 74        |
| 4.5.5         | Aplikasi Teknologi LNG Di Lapangan Tambun .....              | 76        |
| <b>BAB V</b>  | <b>KEEKKONOMIAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI .....</b>             | <b>79</b> |
| 5.1           | Asumsi Analisa Keekonomian .....                             | 79        |
| 5.1.1         | Analisa Keekonomian <i>Pocess Plant</i> .....                | 80        |
| 5.2.1         | Analisa Keekonomian Transportasi .....                       | 82        |
| 5.2           | Analisa Keekonomian Lapangan Semoga .....                    | 84        |
| 5.3           | Analisa Keekonomian Lapangan Cemara Barat .....              | 86        |

|  |    |
|--|----|
| 5.4 Analisa Keeekonomian Lapangan Tambun ..... | 88 |
| 5.5 Analisa Sensitifitas.....                  | 90 |
| 5.5.1 Perubahan Nilai Investasi .....          | 90 |
| 5.5.2 Perubahan Harga Produk.....              | 90 |
| 5.5.3 Perubahan Harga Beli Gas Umpan.....      | 91 |
| 5.5.4 Plot Sensitivitas .....                  | 92 |
| BAB V KESIMPULAN .....                         | 95 |
| DAFTAR PUSTAKA .....                           | 96 |
| LAMPIRAN .....                                 | 98 |



## DAFTAR TABEL

|            | Halaman   |
|------------|---|
| Tabel 2.1  | Kandungan Kalor Beberapa Jenis Bahan Bakar ..... 12             |
| Tabel 2.2  | Tipikal Komposisi CNG ..... 21                                  |
| Tabel 2.3  | Komposisi LPG Campuran Pertamina ..... 26                       |
| Tabel 4.1  | Target Komposisi Akhir Gas Hasil Pengolahan ..... 37            |
| Tabel 4.2  | Komposisi Gas Suar Lapangan Semoga ..... 40                     |
| Tabel 4.3  | Perkiraan Kebutuhan Gas Bumi Propinsi Sumatera Selatan ..... 41 |
| Tabel 4.4  | Komposisi <i>Wet Gas</i> Lapangan Tambun ..... 42               |
| Tabel 4.5  | Spesikasi Kompresor Pada Lapangan Tambun..... 44                |
| Tabel 4.6  | Komposisi Gas Hasil Fraksionasi Lapangan Semoga ..... 47        |
| Tabel 4.7  | Komposisi Gas Pipa Lapangan Semoga ..... 49                     |
| Tabel 4.8  | Spesikasi Kompresor Proses CNG Lapangan Semoga ..... 50         |
| Tabel 4.9  | Komposisi Produk CNG Lapangan Tambun ..... 52                   |
| Tabel 4.10 | Komposisi Produk LNG Lapangan Semoga..... 53                    |
| Tabel 4.11 | Potensi Gas Suar Bakar Jawa Barat ..... 54                      |
| Tabel 4.12 | Komposisi Gas Suar Lapangan Cemara Barat..... 55                |
| Tabel 4.13 | Perkiraan Kebutuhan Gas Bumi Propinsi Jawa Barat..... 56        |
| Tabel 4.14 | Komposisi <i>Wet Gas</i> Lapangan Cemara Barat..... 57          |
| Tabel 4.15 | Spesikasi Kompresor Pada Lapangan Cemara Barat..... 59          |
| Tabel 4.16 | Komposisi Gas Hasil Fraksionasi Lapangan Cemara Barat ..... 61  |
| Tabel 4.17 | Komposisi Gas Pipa Lapangan Cemara Barat ..... 62               |
| Tabel 4.18 | Spesikasi Kompresor Proses CNG Lapangan Semoga ..... 63         |
| Tabel 4.19 | Komposisi Produk CNG Lapangan Tambun ..... 64                   |
| Tabel 4.20 | Komposisi Produk LNG Lapangan Cemara barat ..... 65             |
| Tabel 4.21 | Komposisi Gas Suar Lapangan Tambun..... 67                      |
| Tabel 4.22 | Komposisi <i>Wet Gas</i> Lapangan Tambun ..... 69               |
| Tabel 4.23 | Spesikasi Kompresor Pada Lapangan Tambun..... 70                |
| Tabel 4.24 | Neraca Masa Unit Fraksionasi Lapangan Tambun ..... 72           |
| Tabel 4.25 | Komposisi Gas Pipa Lapangan Tambun..... 74                      |
| Tabel 4.26 | Spesikasi Kompresor Proses CNG Lapangan Tambun ..... 75         |

|            |   |    |
|------------|---|----|
| Tabel 4.27 | Komposisi Produk CNG Lapangan Tambun .....                | 76 |
| Tabel 4.28 | Komposisi Produk LNG Lapangan Tambun .....                | 77 |
| Tabel 4.29 | Kapasitas Dan Produk Dari Semua Lapangan .....            | 78 |
| Tabel 5.1  | Perhitungan CAPEX Proses Teknologi Jalur Pipa .....       | 81 |
| Tabel 5.2  | Perhitungan CAPEX Proses Teknologi CNG.....               | 81 |
| Tabel 5.3  | Perhitungan CAPEX Proses Teknologi LNG .....              | 82 |
| Tabel 5.4  | Perhitungan CAPEX Pembangunan Jalur Pipa Gas .....        | 82 |
| Tabel 5.5  | Perhitungan CAPEX Transportasi CNG.....                   | 83 |
| Tabel 5.6  | Perhitungan CAPEX Transportasi LNG.....                   | 83 |
| Tabel 5.7  | Perhitungan Total CAPEX.....                              | 84 |
| Tabel 5.8  | Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Semoga .....        | 84 |
| Tabel 5.9  | Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Semoga.....        | 85 |
| Tabel 5.10 | Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Cemara Barat .....  | 86 |
| Tabel 5.11 | Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Cemara Barat.....  | 87 |
| Tabel 5.12 | Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Tambun.....         | 88 |
| Tabel 5.13 | Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Tambun .....       | 89 |
| Tabel 5.14 | Perubahan IRR Terhadap Variasi Nilai Investasi .....      | 90 |
| Tabel 5.15 | Perubahan IRR Terhadap Variasi Harga Produk .....         | 91 |
| Tabel 5.16 | Perubahan IRR Terhadap Variasi Harga <i>Raw Gas</i> ..... | 91 |

# DAFTAR GAMBAR

|  | Halaman |
|--|---------|
| Gambar 2.1 Perbandingan Produksi Minyak Dan Gas Suar Bakar .....                     | 6       |
| Gambar 2.2 Produksi Gas Suar Bakar Di Indonesia .....                                | 7       |
| Gambar 2.3 Peta Lokasi Gas Suar Bakar Di Indonesia .....                             | 8       |
| Gambar 2.4 Metode Transpotasi Gas Bumi.....  | 9       |
| Gambar 2.5 Skema Jalur Pipa Gas bumi .....   | 10      |
| Gambar 2.6 Komposisi Gas Pipa PGN.....   | 11      |
| Gambar 2.7 Tipikal Komposisi LNG .....   | 12      |
| Gambar 2.8 Skema Rantai Teknologi LNG.....   | 13      |
| Gambar 2.9 Tipikal Diagram Produksi LNG <i>Peak Shaving</i> .....                    | 14      |
| Gambar 2.10 Sistem <i>Closed-loop</i> SMSL.....                                      | 15      |
| Gambar 2.11 Sistem <i>Open-loop</i> SMSL .....                                       | 16      |
| Gambar 2.12 Tipikal Rantai Distribusi LNG dari Kilang <i>Mini LNG</i> .....          | 20      |
| Gambar 2.13 Moda Transportasi CNG.....   | 22      |
| Gambar 2.14 Diagram Proses Produksi CNG .....  | 24      |
| Gambar 2.15 Skema Proses Produksi LPG Dari Gas Suar Bakar .....                      | 27      |
| Gambar 2.16 Grafik Antara <i>Discount Rate</i> Dengan NPV .....                      | 29      |
| Gambar 2.17 Tipikal Kurva <i>Cashflow</i> Dalam Suatu Proyek.....                    | 31      |
| Gambar 3.1 Diagram Metodologi Penelitian .....                                       | 33      |
| Gambar 4.1 Letak Lapangan Semoga-Blok Rimau .....                                    | 39      |
| Gambar 4.2 Peta Jalur Distribusi dan Konsumen Sekitar Lapangan Semoga ..             | 43      |
| Gambar 4.3 Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Tambun.....                         | 44      |
| Gambar 4.4 Diagram Alir Proses <i>Gas Sweetening</i> Lapangan Semoga .....           | 46      |
| Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Fraksionasi Dan Pipa Gas Lapangan<br>Semoga.....      | 48      |
| Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Kompresi CNG Semoga ...               | 50      |
| Gambar 4.7 Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Pencairan LNG Lapangan<br>Semoga..... | 52      |
| Gambar 4.8 Peta Jalur Distribusi dan Konsumen Sekitar Lapangan Cemara<br>Barat.....  | 58      |

|             |   |    |
|-------------|---|----|
| Gambar 4.9  | Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Cemara Barat .....                      | 59 |
| Gambar 4.10 | Diagram Alir Proses <i>Gas Sweetening</i> Lapangan Cemara Barat ...           | 60 |
| Gambar 4.11 | Diagram Alir Proses Fraksionasi Dan Pipa Gas Lapangan Cemara Barat.....       | 62 |
| Gambar 4.12 | Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Kompresi CNG Lapangan Cemara Barat .....  | 63 |
| Gambar 4.13 | Diagram alir Proses Fraksionasi dan Pencairan LNG Lapangan Cemara Barat ..... | 65 |
| Gambar 4.14 | Produksi Gas Lapangan Tambun .....  | 66 |
| Gambar 4.15 | Peta Konsumen Dan Jalur Pipa Sekitar Lapangan Tambun .....                    | 68 |
| Gambar 4.16 | Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Tambun.....                             | 69 |
| Gambar 4.17 | Diagram Alir Proses <i>Gas Sweetening</i> Lapangan Tambun.....                | 71 |
| Gambar 4.18 | Diagram Alir Proses Fraksionasi Lapangan Tambun .....                         | 72 |
| Gambar 4.19 | Diagram Alir Proses Fraksionasi Dan Jalur Pipa Lapangan Tambun .....          | 73 |
| Gambar 4.20 | Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Kompresi CNG Lapangan Tambun .....        | 75 |
| Gambar 4.21 | Diagram alir Proses Fraksionasi dan Pencairan LNG Lapangan Tambun .....       | 77 |
| Gambar 5.1  | Grafik Ekstrapolasi CE Index .....  | 80 |
| Gambar 5.2  | Perbandingan Nilai IRR Lapangan Semoga .....                                  | 85 |
| Gambar 5.3  | Perbandingan Nilai IRR Lapangan Cemara Barat .....                            | 87 |
| Gambar 5.4  | Perbandingan Nilai IRR Lapangan Tambun.....                                   | 89 |
| Gambar 5.5  | Plot Sensitivitas Teknologi Jalur Pipa Lapangan Semoga.....                   | 92 |
| Gambar 5.6  | Plot Sensitivitas Teknologi CNG Lapangan Semoga .....                         | 93 |
| Gambar 5.7  | Plot Sensitivitas Teknologi LNG Lapangan Semoga .....                         | 94 |

# BAB 1

## PENDAHULUAN

Pada bab pendahuluan ini akan dijelaskan mengenai latar belakang, perumusan masalah dan tujuan dari penelitian mengenai pemanfaatan gas suar bakar ini, serta batasan masalah dan sistematika penulisannya.

### 1.1 LATAR BELAKANG

Gas suar bakar adalah gas terproduksi yang terpaksa dibakar karena tidak dapat ditangani oleh fasilitas lapangan yang tersedia. Gas suar bakar ini merupakan hasil samping industri minyak dan gas (migas) yang biasanya dibakar begitu saja ke udara bebas. Pembakaran gas suar bakar ini, yang tanpa proses lebih lanjut, merupakan salah satu penyumbang emisi gas CO<sub>2</sub> yang signifikan yang merupakan penyebab pemanasan global.

Pada tahun 2008, volume gas suar bakar Indonesia sekitar 113 MMSCFD. Dari jumlah itu, sekitar 109 MMSCFD berasal dari kegiatan hulu migas dan sisanya dari kegiatan hilir migas. Sementara menurut World Bank, pada tahun 2007 Indonesia telah membakar sekitar 215 MMSCF dan berada di urutan ke 13 dunia. Dari pembakaran itu, Indonesia menambah sekitar 12 juta ton CO<sub>2</sub> ke atmosfer dan membuang lebih dari US\$ 400 juta setiap tahun. (Ditjen Migas, 2009)

Badan usaha yang bergerak dalam kegiatan produksi minyak dan gas (migas), terutama di kegiatan hulu migas diharapkan memiliki kemampuan untuk mengurangi emisi gas suar bakar sebesar 30-60% per tahun dengan cara mengembangkan industri migas yang ramah lingkungan. Kebijakan pengurangan gas suar bakar sebesar 30-60% per tahun tersebut merupakan upaya untuk mencapai *zero flare* pada tahun 2012 sesuai dengan Protokol Kyoto tahun 1997 dan telah diratifikasi oleh Indonesia melalui UU No 17 Tahun 2004. (Suyartono, 2009).



Pemanfaatan gas suar bakar seringkali terkendala oleh volume gas yang relatif kecil dan lokasinya menyebar serta jauh dari infrastruktur pipa transmisi atau distribusi, dan juga dipengaruhi oleh letak konsumen yang akan memakai bentuk akhir gas suar bakar tersebut.

Dengan adanya kendala-kendala tersebut, perlu dikaji alternatif atau metode yang dapat digunakan untuk memanfaatkan gas suar bakar yang tidak terpakai ini sehingga memiliki nilai lebih dibandingkan hanya dibakar begitu saja. Pemilihan metode pemanfaatan gas suar bakar ini sangat dipengaruhi oleh volume dan laju gas, komposisi, umur cadangan gas, dan posisi serta daya tampung konsumen yang akan dituju.

Pemanfaatan jalur pipa gas yang sudah ada bisa menjadi salah satu alternatif transportasi gas suar bakar selain mengubahnya menjadi bentuk lain sebelum disalurkan. Perubahan menjadi bentuk lain yang memungkinkan adalah LNG, CNG, dan LPG.

## **1.2 PERUMUSAN MASALAH**

Gas suar bakar yang merupakan hasil samping dari fasilitas lapangan yang ada biasanya hanya dibuang begitu saja yang mengakibatkan peningkatan jumlah CO<sub>2</sub> di udara. Pemanfaatan gas suar bakar yang memang sedikit jumlahnya adalah ditujukan untuk industri sekitar lapangan gas dimana gas suar bakar tersebut berada sehingga bisa memenuhi kebutuhan industri akan sumber energi, selain mengurangi polusi yang ada dan juga memberikan nilai ekonomis terhadap gas suar bakar yang biasanya terbuang secara percuma.

Masing-masing sumber gas suar memiliki karakteristik yang berbeda, baik komposisi, laju alir, umur, bahkan jarak industri sekitar. Oleh karena itu harus ditentukan metode teknologi transportasi yang akan digunakan sehingga produksi gas alam ini mencapai kawasan industri yang membutuhkan.

### 1.3 TUJUAN PENELITIAN

Tujuan dari penelitian ini adalah untuk memperoleh :

- a. Proses teknologi transportasi yang tepat digunakan untuk memanfaatkan gas suar bakar, dan
- b. Nilai ekonomis dari gas suar bakar yang biasa dibuang

### 1.4 BATASAN MASALAH

Hal-hal yang merupakan batasan permasalahan dalam kajian/riset ini adalah:

- a. Sumber gas suar bakar adalah lapangan Semoga di Sumatera Selatan, Lapangan Cemara Barat di Jawa Barat, dan Lapangan Tambun di Bekasi.
- b. Pemilihan metode transportasi yang akan diteliti adalah jalur pipa, *small scale* LNG, dan CNG. Hasil sampingan dari semua teknologi tersebut adalah LPG dan kondensat yang akan dijual terpisah.
- c. Proses teknologi yang dilakukan untuk *pre-treatment* adalah sama dan tidak dilakukan optimasi hasil produksi.
- d. Diasumsikan bahwa pasar yang akan dituju adalah satu tempat dan semua produk akan terjual.
- e. Kajian keekonomian menggunakan parameter NPV, IRR, dan PBP.

### 1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan tesis ini adalah sebagai berikut:

#### BAB I PENDAHULUAN

Bab ini menjelaskan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah dan sistematika penulisan.

#### BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Dalam bab ini diterangkan mengenai karakteristik gas suar dari lapangan minyak dan gas alam serta potensinya di Indonesia, peta serta volume gas suar bakar di Indonesia, teknologi transportasi gas

berupa jalur pipa gas, LNG mini, dan CNG, serta aspek keekonomian dari pemanfaatan gas suar bakar dengan parameter tertentu.

**BAB III      METODOLOGI PENELITIAN**

Bab ini membahas mengenai tahapan penelitian dan diagram alir penelitian.

**BAB IV      STUDI KELAYAKAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI**

Bab ini membahas mengenai kelayakan teknis dari setiap setiap jenis transportasi apabila diaplikasikan dalam memanfaatkan gas suar bakar.

**BAB V      STUDI KEEKONOMIAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI**

Bab ini membahas mengenai kelayakan secara ekonomi dari setiap alternatif teknologi transportasi di setiap lapangan

**BAB VI      KESIMPULAN**

Bab ini berisikan kesimpulan dari tahapan penelitian yang telah dilakukan.

**DAFTAR PUSTAKA**

Berisi daftar pustaka yang digunakan pada penyusunan tesis ini.

## **BAB 2**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

Pada bab tinjauan pustaka ini akan dijelaskan mengenai definisi gas suar bakar dan karakteristiknya serta potensi sumber gas suar bakar di Indonesia. Kemudian teknologi transportasi gas bumi yang bisa digunakan dalam pemanfaatan gas suar bakar ini, mulai dari jalur pipa gas (*pipe line*), teknologi *Liquefaction Natural Gas* (LNG) dengan metode *Small-LNG*, *Compressed Natural Gas* (CNG) dan *Liquified Petroleum Gas* (LPG). Dan terakhir akan dijelaskan mengenai parameter-parameter ekonomi yang akan digunakan dalam menentukan nilai ekonomis dari teknologi yang akan dipakai.

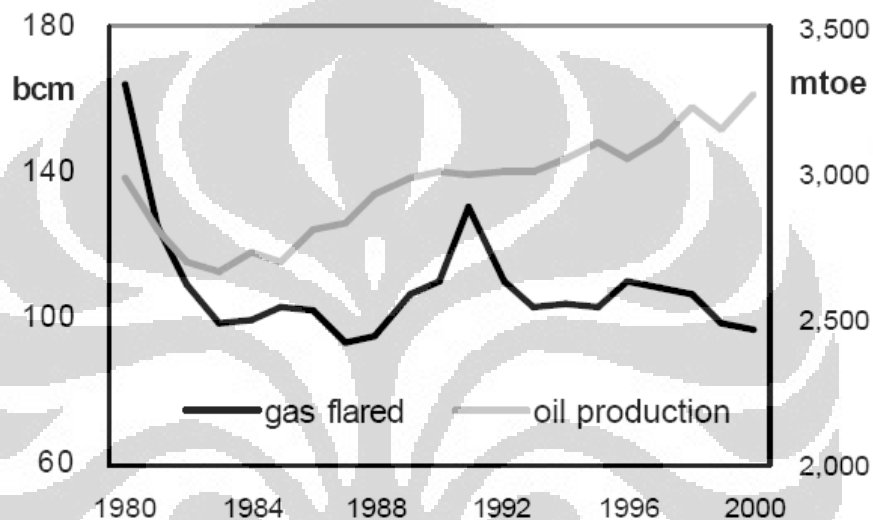
#### **2.1 GAS SUAR BAKAR**

##### **2.1.1 Karakteristik Gas Suar Bakar**

Menurut Johnston (2003), ada dua macam gas yang terakumulasi dalam tempat penyimpanan minyak, yakni gas ikutan yang larut dalam minyak mentah ke dalam suatu formasi dan gas ikutan yang terdapat pada minyak mentah yang mengalami penjenjuran sehingga gas tersebut mencapai tekanan dan temperature maksimum dan membuat gas tersebut terdorong ke atas dan membuat lapisan.

Pada produksi minyak, kedua jenis gas tersebut terbentuk secara alami, dan menjaga tekanan dalam sumur minyak untuk tahapan produksi awal. *Recovery* awal hanya bisa berlaku maksimum untuk 25% - 35% dari minyak mentah. *Recovery* kedua harus dilakukan injeksi gas yang sudah diekstraksi. Dan karena gas yang diinjeksi adalah gas yang membutuhkan pemurnian dan kompresi, akibatnya ada biaya tambahan untuk proses ini. Dan biaya ini semakin meningkat seiring meningkatnya penurunan tekanan sumur akibat peningkatan produksi minyak mentah. Dengan alasan biaya yang tinggi dan efek negatif pada proses ekstraksi minyak mentah, produsen minyak melepas gas ini ke udara bebas dengan dibakar (gas suar bakar).

Menurut Haugland (2002), setiap harinya negara di dunia membuang berbagai macam gas ikutan sekitar 10-13 bcf. Hanya dua Negara yang mengeluarkan gas ikutan melebihi jumlah tersebut yakni USA dan Rusia. Sebelumnya pada tahun 1980 di Eropa Barat pembuangan gas ikutan sangat tinggi dimana jumlahnya tidak sebanding dengan yang terpakai. Produksi minyak di dunia dan gas ikutan sejak tahun 1980 terlihat pada Gambar 2.1.

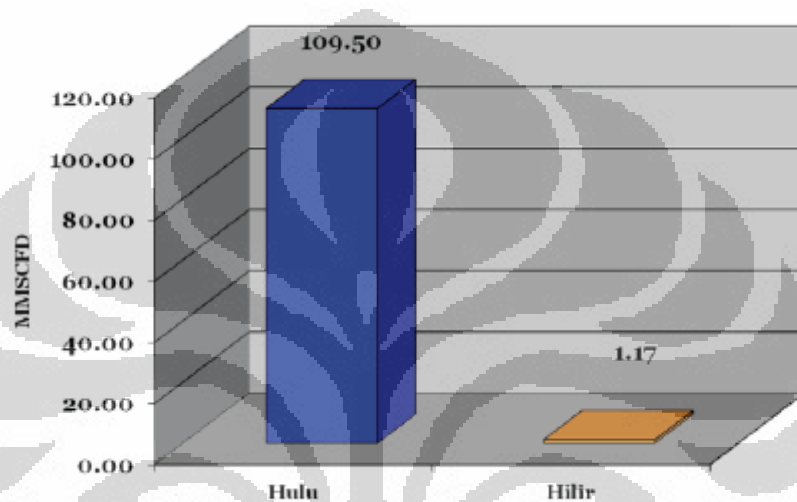


Gambar 2.1 Perbandingan Produksi Minyak Dan Gas Suar Bakar  
(Haugland, 2002)

Gas ikutan mengeluarkan emisi karbon monoksida, *nitrous oxides* dan *methane*, total emisi yang dikeluarkan diperkirakan 1%-4%. Emisi yang dikeluarkan mengganggu masyarakat setempat dan terutama sekitar area tumbuhan dan hewan karena gas ikutan mengeluarkan cahaya dan hawa panas serta menimbulkan bunyi yang gaduh. Efek yang sangat berbahaya bagi lingkungan tersebut dapat dikurangi dengan cara mengurangi teknik ledakan. Bagaimanapun juga, sisa gas suar bakar walau yang tidak berbahaya sekalipun dapat menimbulkan masalah di waktu mendatang bagi masyarakat (Petrosyan, 2007).

### 2.1.2 Potensi Gas Suar Bakar Di Indonesia

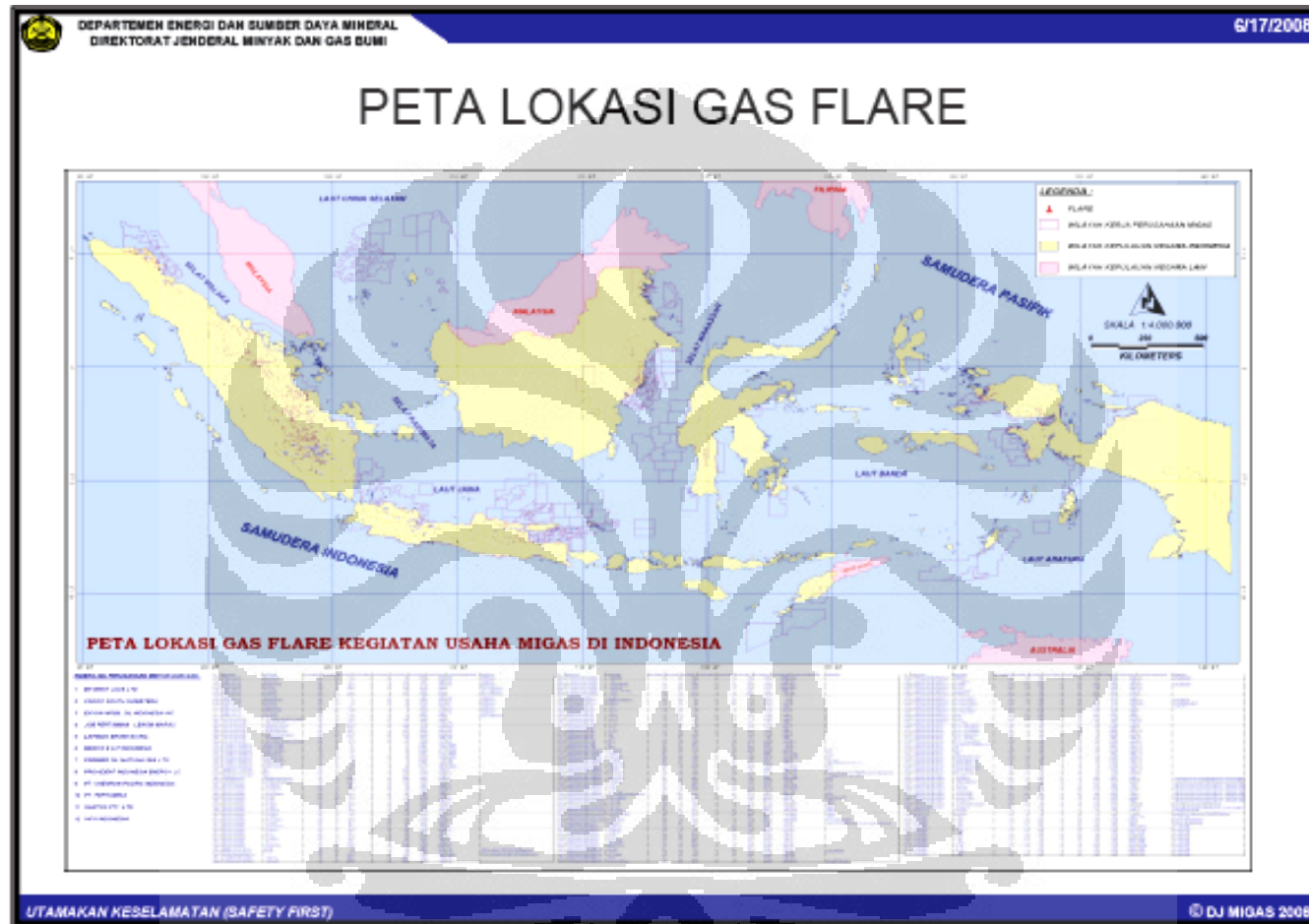
Menurut data dari Ditjend Migas (2008), jumlah produksi gas suar bakar di sektor usaha minyak dan gas hulu (*up stream*) sebesar 109,50 MMSCFD (juta kaki kubik perhari), pada sektor usaha minyak dan gas hilir (*down stream*) sebesar 1,17 MMSCFD (juta kaki kubik perhari). Hal tersebut terlihat pada Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Produksi Gas Suar Bakar Di Indonesia

(Ditjen Migas, 2008)

Sektor hulu (*up stream*) merupakan penyumbang terbesar gas suar bakar. Sektor tersebut adalah dimana minyak mentah dicari (*eksplorasi*) dan diangkat ke permukaan (*produksi*) guna diproses menjadi minyak mentah yang siap (*feedstock*) digunakan untuk bahan baku proses pengilangan (*refinery*). Sumber (*sources*) dari gas suar bakar pada sektor hulu (*up stream*) tersebut berasal dari beberapa lapangan minyak (*oil fields*) di seluruh Indonesia dapat terlihat pada Gambar 2.3.

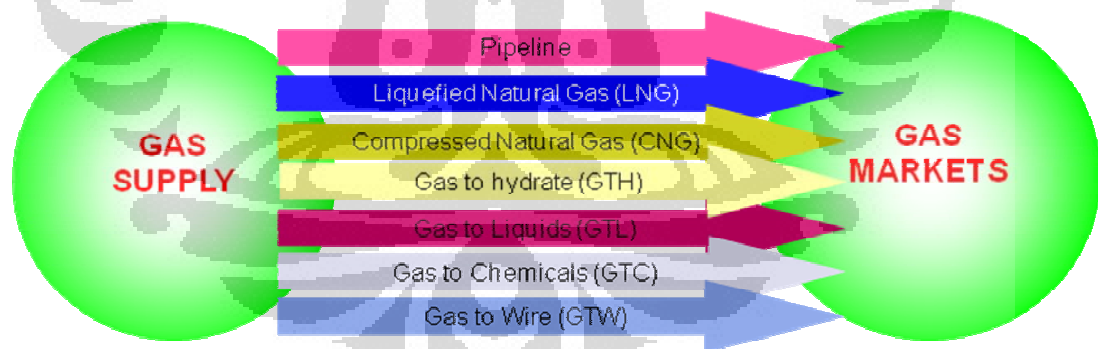


Gambar 2.3 Peta Lokasi Gas Suar Bakar Di Indonesia  
(Ditjen Migas, 2008)

Ditjen Migas dalam paparannya pada tanggal 15 Juni 2008 telah mempersiapkan rancangan kebijakan *Green Oil and Gas Industry Initiative* (GOGII) untuk menjadikan industri migas yang ramah lingkungan dan berkelanjutan dengan program *zero flare, zero discharge, clean air and go renewable*. Pada program *zero flare*, target pemerintah adalah pengurangan gas suar bakar pada industri migas sebesar 30-40% per tahunnya sehingga pada tahun 2025 dapat dicapai lingkungan tanpa gas suar bakar dan pembuangan limbah.

## 2.2 TEKNOLOGI PIPELINE

Gas bumi merupakan salah satu bentuk sumber energi yang banyak digunakan. Transportasi yang digunakan untuk mengantarkan gas bumi ini dari sumbernya hingga diterima oleh konsumen bisa melalui beberapa metode yang tergambar pada Gambar 2.4. Metode yang digunakan ada yang mengubah secara fisik gas bumi tersebut, yaitu *pipeline*, CNG, LNG, dan GTS. Ada pula metode yang secara kimia mengubah gas bumi tersebut, yaitu GTL, GTW, dan GTC.



Gambar 2.4 Metode Transpotasi Gas Bumi

(Saputre, 2008)

Jalur pipa atau *pipeline* merupakan metode termurah dan termudah untuk mentransportasikan gas bumi. Karakteristik lainnya sebagai berikut :

- a. Bisa dibangun di atas permukaan tanah, yang merupakan cara termurah



- b. Apabila areanya sensitif atau berbahaya, bisa ditaruh di bawah permukaan tanah
- c. Bisa dibangun di dalam air tawar maupun laut

Dilihat dari fungsinya, jalur pipa dibagi menjadi tiga bagian, yaitu :

a. *Gathering Pipeline*

Setelah dihasilkan dari sumur, gas akan disalurkan melalui *gathering pipeline* menuju tempat pengolahan (*gas processing plant*). Sistem ini terdiri dari banyak *gathering pipeline* yang berasal dari berbagai sumur. Diameter pipa yang digunakan lebih kecil dibandingkan pipa transmisi karena volume gas yang dialirkan tidak terlalu besar.

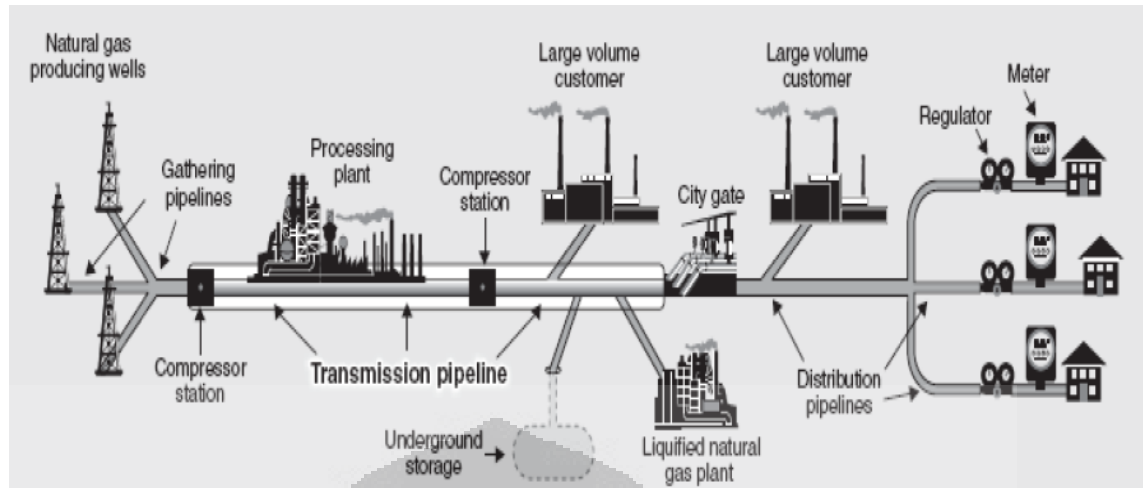
b. *Transmission Pipeline*

*Transmission pipeline* atau pipa transmisi berfungsi menyalurkan gas bumi dengan jumlah yang besar dan jarak yang jauh dari tempat pengolahan mendekati konsumen akhir ataupun tempat penyimpanan. Tekanan operasi dalam pipa berkisar antara 600-1200 psi dan diameter pipa antara 24-36 in.

c. *Distribution Pipeline*

*Distribution pipeline* atau pipa distribusi berfungsi menyalurkan gas bumi dari jalur transmisi ke konsumen akhir. Volume dan tekanan gas bumi yang disalurkan lebih kecil dibanding pipa transmisi. Tekanan operasi di dalam pipa sekitar 60 psi dengan diameter pipa antara 2-24 in.

Skema jalur pipa penyalur gas bumi dari sumur hingga ke konsumen akhir dapat dilihat pada Gambar 2.5.



Gambar 2.5 Skema Jalur Pipa Gas bumi

(PHMSA, 2011)

Komposisi utama dari gas bumi adalah gas metana ( $C_1$ ). Kandungan gas metana-nya antara 70-90%. Komposisi gas pipa biasanya sesuai dengan kontrak perjanjian yang telah disepakati dengan nilai kalor tertentu. Perusahaan Gas Negara yang memproduksi gas pipa, memiliki komposisi gas dengan kandungan metana sekitar 85%. Detil komposisi gas PGN bisa dilihat dari Gambar 2.6.



Gambar 2.6 Komposisi Gas Pipa PGN

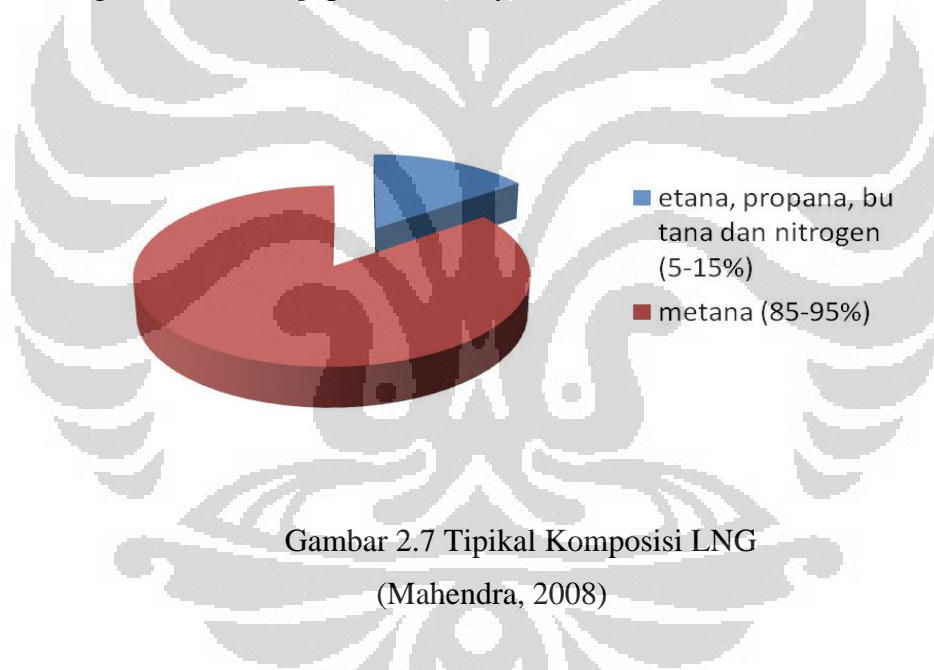
(Laporan Tahunan PGN, 2009)

## 2.3 TEKNOLOGI LNG

### 2.3.1 Karakteristik LNG

*Liquified Natural Gas* (LNG) adalah gas bumi yang dicairkan dengan proses pendinginan hingga mencapai suhu  $-160\text{ }^{\circ}\text{C}$  pada tekanan 1 atm. LNG memiliki densitas sekitar 45% dari densitas air, dengan reduksi volume mencapai 1/600 dibanding kondisi gasnya. Tujuan utama dari pencairan gas bumi adalah untuk memudahkan transportasinya dari daerah produksi ke konsumen.

Komposisi LNG pada umumnya terdiri dari 85-90% mol metana ditambah etana dan sebagian kecil propana, butana, dan nitrogen, sebagaimana terlihat pada Gambar 2.7. Komposisi LNG yang sebenarnya tergantung dari sumber gas dan teknologi pemrosesannya.



Gambar 2.7 Tipikal Komposisi LNG  
(Mahendra, 2008)

LNG memiliki kandungan energi per volume lebih besar dibandingkan dengan jenis bahan bakar lain yang bersumber dari gas. Tabel 2.1 berikut memperlihatkan densitas energi persatuan volume dari beberapa bentuk energi.

Tabel 2.1 Kandungan Kalor Beberapa Jenis Bahan Bakar

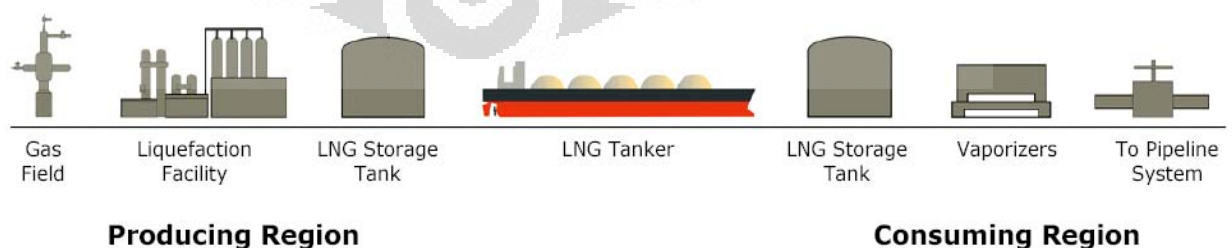
| Bahan Bakar           | MJ/kg | MJ/l  |
|-----------------------|-------|-------|
| LPG                   | 48,0  | 24,4  |
| Metana                | 50,0  | 0,035 |
| CNG                   | 50,0  | 8,7   |
| LNG                   | 50,0  | 21,6  |
| Hidrogen pada 248 bar | 120,0 | 2,5   |
| Hidrogen pada -250°C  | 120,0 | 8,5   |

(Mahendra, 2008)

Rantai teknologi LNG secara umum dibagi menjadi 4 bagian, yaitu :

1. Eksplorasi, yaitu gas bumi diambil dari sumbernya yang berupa *wellhead*
2. Pencairan, yaitu gas bumi yang sudah diambil kemudian dicairkan sehingga memudahkan untuk transpotasinya menuju konsumen
3. Pengkapalan, yaitu gas bumi yang sudah dicairkan (LNG) dibawa dengan menggunakan kapal menuju konsumen dengan jarak yang jauh dari sumbernya
4. *Regasification*, yaitu proses pengubahan gas bumi yang telah dicairkan menjadi wujud gas kembali sebelum disalurkan kepada konsumen akhir

Rantai teknologi LNG ini terlihat pada Gambar 2.8.

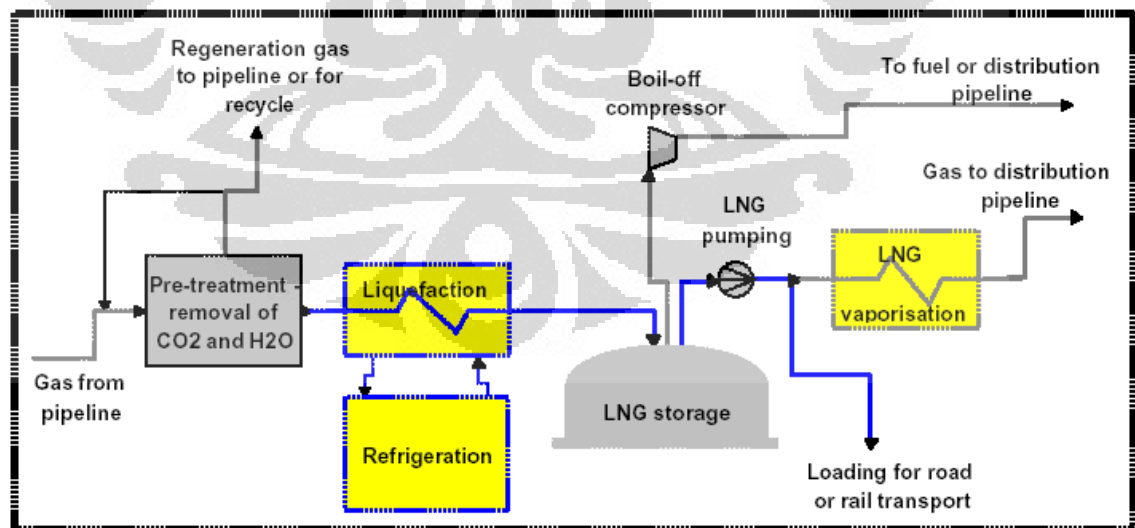


Source: CMS Energy

Gambar 2.8 Skema Rantai Teknologi LNG  
(CMS Energy, 2008)

Berdasarkan tujuan produksinya, proses LNG bisa dibagi menjadi dua bagian, yaitu, (Chandra, 2006)

- a. *Base load*. Merupakan proses pencairan gas alam menjadi LNG dengan tujuan pemenuhan kebutuhan akan gas bumi dalam jangka panjang. Secara umum proses ini memiliki kapasitas penyimpanan yang besar dari sumber gas bumi yang besar tetapi memiliki laju alir yang relatif kecil sehingga didapat suplai yang tetap.
- b. *Peak shaving*. Merupakan proses LNG dengan tujuan pemenuhan kebutuhan gas bumi dalam jangka pendek akibat melonjaknya kebutuhan, misalnya saat musim dingin. Proses ini memiliki laju produksi yang tinggi sehingga bisa memenuhi lonjakan kebutuhan tersebut. Secara umum proses ini memiliki kapasitas yang kecil hingga medium dan bersifat *short term*.



Gambar 2.9 Tipikal Diagram Produksi LNG *Peak Shaving*  
(Saputra, 2008)

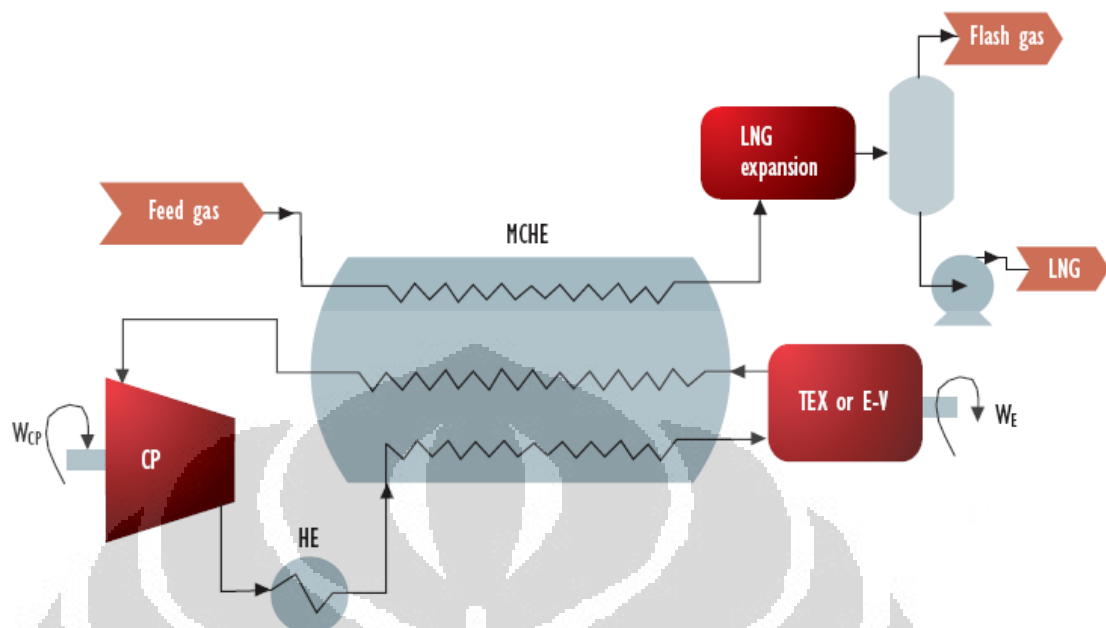
### 2.3.2 Teknologi *Small Scale* LNG

Kilang LNG skala kecil dan sedang atau *small- to mid-scale liquefaction* (SMSL) berbeda dari kilang LNG skala besar dalam beberapa aspek sehingga mempengaruhi desain. LNG yang diproduksi oleh kilang SMSL digunakan untuk memasok permintaan *peakshaving* serta untuk memasok gas bumi ke daerah-daerah yang memerlukannya namun pipa baru secara ekonomis dan teknis tidak layak dibangun. LNG ini digunakan untuk memasok gas bumi (berkompetisi dengan LPG dan *fuel oil*) ke industri, komersial dan perumahan yang jauh. Di beberapa negara, LNG juga digunakan sebagai bahan bakar bus kota, truk, perahu motor, lokomotif, dan kendaraan bermotor lain.

Titik berat desain kilang SMSL terletak pada minimisasi biaya kapital, bukan efisiensi termodinamika. Oleh karena itu, semua siklus pencairan *mixed refrigerant* telah digunakan di sebagian besar kilang SMSL. Jika pipa distribusi berada pada tekanan di bawah tekanan *gas trunk line*, maka proses ekspander dapat digunakan untuk memanfaatkan perbedaan tekanan. Meski banyak variasi, namun prinsip kilang LNG SMSL adalah mengekspansi gas *inlet* secara isentropik melalui ekspander sehingga temperaturnya turun dengan cepat dan sebagian gas mencair. Cairan dikirim ke tanki penyimpanan. Gas sisa dikompresi secara mekanis oleh kompresor yang dihubungkan serta digerakkan oleh ekspander. Gas ini kemudian dikirim ke pipa bertekanan rendah untuk didistribusikan ke luar kilang.

Secara umum, proses SMSL terbagi menjadi dua bagian, *closedloop* yaitu dimana natural gas didinginkan dan dicairkan dengan menggunakan fluida refrigeran yang terpisah dari gas umpan, dan *openloop* yaitu dimana fluida refrigeran merupakan bagian dari gas umpan.

Sistem *closeloop* menggunakan satu fluida refrigeran *cryogenic* atau campuran beberapa fluida yang biasa disebut sebagai *Mixed Refrigerant* (MR). Campuran ini merupakan gabungan fluida yang bisa menurunkan kurva gas bumi dari temperatur kamar menjadi temperatur *cryogenic*, sehingga energi yang diperlukan dan ukuran heat exchanger bisa dioptimasi.



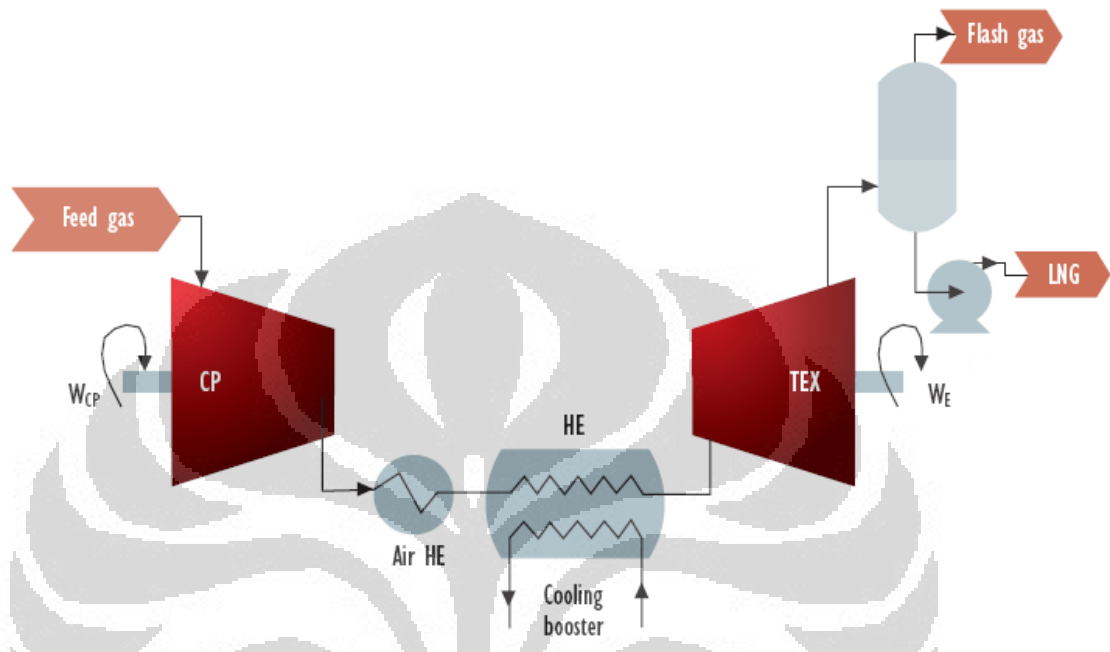
Gambar 2.10 Sistem *Closed-loop* SMSL

(Begazo, 2007)

Gambar 2.10 menunjukkan skema sistem *closedloop*. Pertama refrigeran dikompres di dalam kompresor (CP) lalu didinginkan pada *heat exchanger* sehingga mencapai temperatur ruangan. Kemudian fluida refrigeran disalurkan pada *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) sehingga temperaturnya semakin rendah. Kemudian diekspansi dengan menggunakan *throttling valve* ataupun *turbo expander* (TEX) sehingga tercapai temperatur *cryogenic*. Setelah diekspansi, refrigeran kembali disalurkan ke MCHE untuk menurunkan temperatur gas umpan. Dan terakhir refrigeran akan kembali ke kompresor sehingga membentuk siklus refrigeran. Gas umpan setelah dari MCHE akan diekspansi dan dimasukkan ke dalam flash tank untuk memisahkan antara vapour, biasanya oksigen, dan cairan yang berupa LNG. Proses ini biasanya menghasilkan 90% LNG.

Sistem *openloop* adalah berdasarkan pada proses kompresi-pendinginan-ekspansi sehingga gas dengan tekanan tinggi pada temperatur kamar ataupun temperatur rendah moderat bisa dipertahankan. Kemudian gas bumi yang sudah dikompresi di CP dan didinginkan melalui heat exchanger, akan disalurkan kepada turbo expander (TEX) sehingga terekspansi untuk menghasilkan LNG

pada flash tank. Gambar 2.11 menunjukkan skema proses *openloop*. Sistem ini bisa menggunakan lebih dari satu kompresor dan heat exchanger, sehingga gas bumi cair bisa dihasilkan sepanjang siklus ini.



Gambar 2.11 Sistem *Open-loop* SMSL  
(Begazo, 2007)

Kilang SMSL tersedia dalam bentuk modular dan dapat dibeli di pasar internasional. Teknologi kilang LNG SMSL terus berkembang menghasilkan teknologi baru dengan biaya yang kompetitif. Beberapa proses yang tersedia untuk kilang SMSL adalah:

1. Black and Veatch PRICO

Pada skala kecil dan sedang, proses ini digunakan untuk sistem *peakshaving*, memasok bahan bakar kendaraan bermotor dan distribusi gas dengan kapasitas dari 4 MMSCFD hingga lebih dari 180 MMSCFD. Teknologi ini digunakan di 25 SMSL di dunia (*peakshaving* di New York City, Alabama dan Skotlandia, bahan bakar kendaraan di Brazil dan Cina, suplai gas di Cina) dengan kapasitas dari 4 hingga 360 MMSCFD.

2. Kryopak PCMR

Proses ini menggunakan refrijeran yang terdiri dari nitrogen,



metana, etana, propana, butana and pentana. Untuk menukar panas digunakan *plate heat exchanger*.

### 3. Kryopak EXP

Pada proses ini, kerja dan refrijerasi diekstraksi dari proses ekspansi. Refrijerasi digunakan juga untuk membantu proses pencairan. Kerja yang diekstraksi digunakan untuk merekompresi sebagian gas refrijeran. Proses Kryopak banyak digunakan di Cina dan Australia.

### 4. Hamworthy (Siklus Nitrogen)

Proses ini menggunakan siklus *loop* tertutup dengan nitrogen sebagai refrijeran. Kompresi tiga tahap dengan pendinginan-antara digunakan untuk memperoleh nitrogen pada tekanan tinggi. Nitrogen bertekanan tinggi ini selanjutnya mengalami proses *throttling* sehingga mencapai temperatur kriogenik. Selama proses nitrogen berada pada fasa uap. Kapasitas produksi LNG dengan proses ini adalah 60 tpd dengan produksi tahunan per train sekitar 21.000 ton.

### 5. Letdown

Proses ini menggunakan tekanan tinggi di dalam pipa transmisi gas bumi. Gas tekanan tinggi ini diekspansi untuk menghasilkan kerja poros yang digunakan untuk menggerakkan kilang LNG berukuran kecil. Salah satu kilang dengan proses ini dikembangkan oleh Idaho National Engineering and Environmental Laboratory yang juga memperkenalkan teknologi baru untuk menghilangkan uap air dan CO<sub>2</sub> dari gas bumi.

### 6. Stirling

Proses ini menggunakan *cryogenic gas machine* (CGM) yang bekerja menurut siklus Stirling. Mesin ini menggabung proses kompresi dan ekspansi media kerja, menukar panas aliran media kerja yang mengalir dengan arah berlawanan serta bertukar panas dengan materi yang didinginkan dan media di sekelilingnya di dalam

sebuah alat sederhana. Konfigurasi ini menawarkan keuntungan berupa mesin yang mampat dan efisiensi termodinamika tinggi. Pada temperatur kriogenik antara 100 K dan 160 K, siklus Stirling memiliki efisiensi yang lebih tinggi dari 50%. Siklus ini dapat mencairkan 100% gas bumi umpan.

#### 7. Vortex Tube

Proses ini bekerja berdasarkan *R-H tube* atau *vortex tube*. Proses ini memiliki kinerja teknis berikut: tekanan kerja gas bumi 3,5 MPa; laju alir gas bumi antara 2.000 dan 7.000 m<sup>3</sup>/jam; berat keseluruhan kilang 3.700 kg. Kelebihan utamanya adalah pemakaian nol energinya (jika sistem bekerja pada tekanan pipatransmisi) secara mekanis sangat sederhana dan menyerap biaya kapital rendah. Sebaliknya, LNG yang diproduksi sangat sedikit (2-4%) dan sering *dishutdown* untuk dibersihkan.

Dengan semakin majunya teknologi kilang LNG, saat ini pengembangannya mulai diarahkan untuk memproduksi LNG dari lapangan-lapangan gas marginal atau yang cadangan gasnya tidak terlalu besar. Hal ini disebabkan karena jumlah lapangan-lapangan gas yang cadangan gasnya kecil jauh lebih banyak dibandingkan dengan lapangan-lapangan gas yang mempunyai cadangan gas besar.

Kapasitas kilang LNG skala kecil dan sedang yang tersedia saat ini dibawah 2,5 MMSCFD atau 600-700 Kton/tahun. Dengan tersedianya kapasitas tersebut, diharapkan gas suar bakar yang jumlahnya cukup banyak dan tersebar diberbagai lapangan minyak dan gas bumi di Indonesia dapat dimanfaatkan melalui kilang LNG mini. Pengembangan kilang LNG mini tersebut lebih cocok diterapkan untuk lapangan-lapangan gas yang lokasinya satu daratan dengan lokasi konsumen gas (tidak dipisahkan oleh lautan). Kondisi demikian dianggap lebih kompetitif dibandingkan dengan pipa khususnya untuk lapangan-lapangan gas yang cadangannya kecil.

Untuk kilang LNG mini khususnya jika sumber gasnya dari gas suar bakar atau dari pipa gas maka ada tahapan proses yang tidak perlu dilakukan yaitu tahapan eksplorasi dan produksi. Tahapan transportasinya pun akan berbeda

karena untuk kilang LNG mini, transportasi yang digunakan biasanya menggunakan truk karena kapasitasnya yang memang tergolong jauh lebih kecil dibandingkan dengan kilang LNG *baseload*.

Pada kilang LNG mini, proses penyimpanan dan proses regasifikasinya pun berbeda dengan kilang LNG *baseload*. Proses penyimpanan biasanya dilakukan pada tabung-tabung yang siap untuk diangkut/dikirim ke konsumen atau melalui pipa sedangkan pada kilang LNG *baseload*, penyimpanannya dilakukan pada tangki-tangki timbun berukuran sangat besar yang dibangun baik di lokasi kilang maupun di lokasi konsumen. Disamping itu, kilang LNG *baseload* memerlukan terminal laut yang berkapasitas besar.

Gambar 2.12 berikut memperlihatkan salah satu tipikal rantai distribusi LNG yang dihasilkan dari kilang LNG mini dengan menggunakan sumber gas dari pipa gas.



Gambar 2.12 Tipikal Rantai Distribusi LNG dari Kilang *Mini LNG*

(Frivik, 2003)

## 2.4 TEKNOLOGI CNG

*Compressed Natural Gas* (CNG) adalah gas bumi yang dikompresi pada tekanan tinggi. Volume gas bumi akan menjadi 1/133 kali ketika ditekan menjadi 1400 psig dengan temperatur 0 °C dan 1/280 kali ketika ditekan menjadi 2850 psig dengan temperatur 0 °C. Tujuan kompresi ini adalah agar diperoleh volume gas bumi yang lebih besar untuk dibawa dibandingkan tanpa adanya proses kompresi. Komposisi gas bumi yang akan dikirim ke konsumen melalui CNG harus sudah memenuhi spesifikasi gas komersial seperti batasan maksimum kandungan air, CO<sub>2</sub>, dan hidrokarbon berat. Selain itu, penyimpanan gas pada tekanan yang sangat tinggi mensyaratkan batasan yang ketat terhadap kandungan air dan hidrokarbon berat untuk mencegah terjadinya kondensasi dan pembentukan hidrat.

Komposisi utama CNG adalah metana minimal sebanyak 88% kemudian ethane dan sebagainya. Tipikal komposisi gas CNG dapat dilihat pada table 2.2. Komposisi ini tergantung dari sumber gas yang digunakan. Gas umpan berupa gas bakar (*flare*) bisa digunakan untuk membentuk komposisi sesuai dengan spesifikasi komposisi CNG.

Tabel 2.2 Tipikal Komposisi CNG

| Komponen                        | Batas   |
|---------------------------------|---|
| Metana                          | min. 88%                                      |
| Etana                           | maks. 6%                                      |
| C <sub>3</sub> <sup>+</sup>     | maks. 3%                                      |
| Oksigen                         | maks. 1%                                      |
| CO <sub>2</sub> +N <sub>2</sub> | range 1.5-4.5% (CO <sub>2</sub> maks 3%)      |
| Sulfur                          | maks. 16 ppm (H <sub>2</sub> S maks 4 ppm)    |
| Air                             | maks. 65-112 mg/m <sup>3</sup> (4-7 lb/mmscf) |
| Wobbe Index                     | 46-52 MJ/m                                    |

(Saputra, 2008)

Untuk mendapatkan spesifikasi gas komersial, dibutuhkan fasilitas pemurnian gas bumi seperti separator, *CO<sub>2</sub> removal*, dan dehidrasi yang kompleksitasnya tergantung pada jumlah dan jenis komponen pengotor.

Seperti halnya pengangkutan gas bumi dalam bentuk LNG, pengangkutan dalam bentuk CNG juga membutuhkan fasilitas pengiriman dan penerimaan. Secara umum ada dua jenis pengangkutan CNG, yaitu menggunakan tanker CNG untuk kapasitas besar dan jarak angkut yang jauh, serta menggunakan trailer untuk kapasitas kecil dan jarak angkut yang tidak terlalu jauh. Proses pengangkutan CNG dapat dilihat dari Gambar 2.13.



Gambar 2.13 Moda Transportasi CNG  
(Saputra, 2008)

Tipikal proses produksi CNG hingga sampai ke tangan konsumen bisa dilihat pada Gambar berikut. Pada fasilitas pengiriman CNG di bagian *upstream*, terdiri dari :

- a. Fasilitas produksi dan pengumpul gas bumi

Fasilitas produksi dan stasiun pengumpul gas berfungsi memproduksi gas dari sumur-sumur produksi serta mengalirkan gas tersebut dalam satu sistem perpipaan (header) melalui manifold.

- b. *Gas Treatment Facility*

*Gas treatment facility* berfungsi memisahkan pengotor dalam CNG seperti air, hidrokarbon berat, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub>S. Gas treatment facilities umumnya terdiri dari separator yang berfungsi untuk memisahkan cairan (air dan hidrokarbon berat) yang terbawa oleh gas bumi, dan unit pemurnian gas yang berfungsi mengurangi kadar pengotor pada gas bumi.

c. Kompresor

Kompresor diperlukan untuk mengompresi gas bumi hingga tekanan yang diinginkan.

d. *Storage Gas* atau *vessel*

Fasilitas penyimpanan gas berupa vessel digunakan untuk menjamin kontinuitas produksi gas selama masa tunggu moda transportasinya. Bentuk storage ini mirip dengan vessel CNG yang ada di kapal hanya dengan kondisi operasi yang berbeda.

e. Fasilitas *Loading*

Fasilitas *loading* berfungsi menyalurkan CNG dari tempat penyimpanan ke angkutan yang digunakan. Fasilitas ini terdiri dari sistem piping dan *connector*.

Sedangkan pada fasilitas penerimaan CNG di bagian *downstream*, terdiri dari :

a. Dekompresi

Fasilitas dekomposisi berfungsi untuk mengalirkan CNG dari kapal atau trailer CNG ke pipa atau *vessel* di darat. Fasilitas ini terdiri dari peralatan penurunan tekanan seperti valve dan reducer.

b. *Gas Storage* dan *vessel*

*Gas Storage* atau *vessel* di bagian *downstream* untuk tempat penyimpanan CNG dan juga sebagai *buffer* untuk menjaga kontinuitas supply CNG.

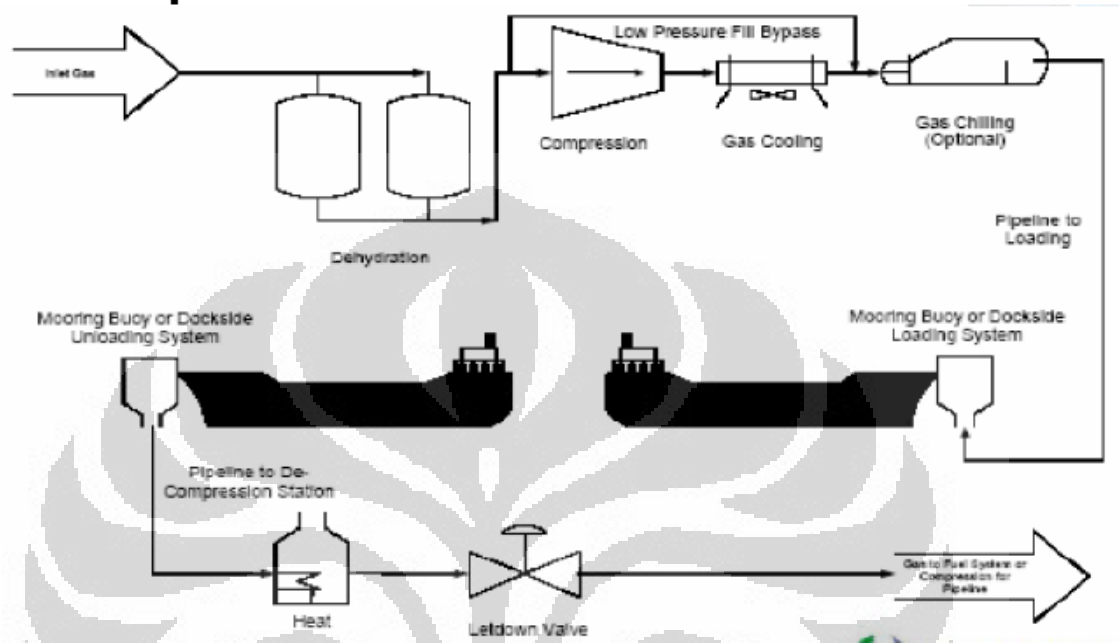
c. Metering dan stasiun pengatur tekanan (*modulation*)

Metering dan stasiun pengatur tekanan diperlukan untuk mengatur laju alir CNG ke konsumen, terutama yang tingkat konsumsinya berfluktuasi.

d. Odorisasi dan kontrol nilai kalor

Odorisasi digunakan untuk memberikan bau yang khas sehingga menjadi pengenal apabila terjadi kebocoran gas.

Diagram proses produksi CNG dapat dilihat pada Gambar 2.14 berikut.



Gambar 2.14 Diagram Proses Produksi CNG

(Saputra, 2008)

Keuntungan dari penggunaan CNG antara lain pengurangan fasilitas *cryogenic* yang dibutuhkan dalam proses LNG, penurunan biaya proses gas karena tidak dibutuhkan kondensasi, tidak dibutuhkan fasilitas regasifikasi, energi yang dibutuhkan dalam proses produksinya lebih rendah hingga setengahnya proses LNG.

Tekanan yang tinggi dalam proses penyimpanan CNG, membutuhkan media penyimpanan yang kuat sehingga menjamin keselamatannya. Teknologi media penyimpanan CNG selama ditranspotasikan dari tempat pengolahan hingga ke konsumen dapat dibagi menjadi beberapa bagian berikut yang merupakan pengembangan dari para pemilik merek

- a. *Votrans (volume optimized transport and storage)*, yang dikembangkan oleh EnerSea Transport, L.L.C. Teknologi ini dapat memindahkan hingga 2 Bcf per kapal hingga jarak 4000 mil

Universitas Indonesia

sehingga lebih murah dibandingkan pengangkut LNG. Teknologi ini terdiri dari struktur pipa berdiameter besar yang digabungkan menjadi barisan. Untuk menjaga temperature, pipa-pipa ini dimasukkan nitrogen cair yang tersimpan dalam wadah terisolasi. Hal ini bisa menyimpan CNG pada tekanan yang lebih rendah, meningkatkan kapasitas penyimpanan, dan mengurangi biaya.

- b. *Coselle (coil in a carousel)*, dikembangkan oleh Cran & Stenning Technology Inc. sistem ini merupakan sistem konvensional yang berupa pipa dengan diameter 6 in, panjang 10.6 mil dan tebal dinding pipa  $\frac{1}{4}$  in, yang dibuat seperti kumparan melingkar (*coselle*). Sebuah kapal pengangkut CNG bisa membawa 108 buah *coselle* dengan kapasitas 330 mmcf. Temperatur gas  $50^{\circ}\text{F}$  dengan tekanan sebesar 3000 psi.
- c. *GTM (gas transportation module)*, dikembangkan oleh Transcanada. Teknologi ini menggunakan tabung atau bejana tekan yang terbuat dari FRP (*fiber reinforced plastic*) dan pipa baja HSLA sehingga memiliki kelebihan berupa ringan, fleksibel (dapat diangkut oleh kereta, kapal atau truk), tahan karat, dan biaya teknologi yang murah.
- d. *Composite Pressure Gas*, dikembangkan oleh Transocean Gas. Teknologi menggunakan material komposit secara keseluruhan membentuk bejana tekan berdiameter 1 m, dengan bahan utama HDPE. 8 buah bejana tekan dengan kapasitas 3000 L pada container 40 ft akan mampu mengangkut CNG hingga 315 scf pada temperatur  $-40^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 240 bar.

## 2.5 TEKNOLOGI LPG

LPG (*liquefied petroleum gas*) terdiri dari campuran utama propan ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ) dan butan ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ) dan beberapa fraksi  $\text{C}_2$  yang lebih ringan dan  $\text{C}_5$  yang lebih berat. LPG merupakan campuran dari hidrokarbon tersebut yang berbentuk gas pada tekanan atmosfer, namun dapat diembunkan menjadi bentuk cair pada suhu



normal, dengan tekanan yang cukup besar. Walaupun digunakan sebagai gas, namun untuk kenyamanan dan kemudahannya, disimpan dan ditransport dalam bentuk cair dengan tekanan tertentu. LPG cair, jika menguap membentuk gas dengan volum sekitar 250 kali. (Perry, 1999)

Untuk memungkinkan terjadinya ekspansi panas (*thermal expansion*) dari cairan yang dikandungnya, tabung LPG tidak diisi secara penuh, hanya sekitar 80% - 85% dari kapasitasnya. Tekanan dimana LPG berbentuk cair, dinamakan tekanan uapnya, juga bervariasi tergantung komposisi dan temperatur; sebagai contoh, dibutuhkan tekanan sekitar 220 kPa (2,2 bar) bagi butana murni pada 20 °C (68 °F) agar mencair, dan sekitar 2,2 MPa (22 bar) bagi propana murni pada 55°C (131 °F).

Menurut spesifikasinya, LPG dibagi menjadi tiga jenis yaitu LPG campuran, LPG propana dan LPG butana. Spesifikasi masing-masing LPG tercantum dalam keputusan Direktur Jendral Minyak dan Gas Bumi Nomor: 25K/36/DDJM/1990. LPG yang dipasarkan PT.Pertamina (Persero) adalah LPG campuran (Wikipedia, 2007). Komposisi LPG campuran dapat dilihat dari tabel berikut.

Tabel 2.3. Komposisi LPG Campuran Pertamina

| Komposisi  | Satuan | Batasan |          |
|--|--------|---------|----------|
|  |        | Minimum | Maksimum |
| C <sub>2</sub>   | % vol  |         | 0,8      |
| C <sub>3</sub> dan C <sub>4</sub>  | % vol  | 97,0    |          |
| C <sub>5+</sub> (C <sub>5</sub> dan kandungan hidrokarbon lain yang lebih berat) | % vol  |         | 2,0      |

(Ditjen Migas, 2009)

LPG dapat dihasilkan dari hasil pemrosesan crude di kilang minyak melalui fraksinasi, serta pemisahan komponen C<sub>3</sub> dan C<sub>4</sub> dari gas bumi maupun gas suar bakar. Perolehan LPG dari lapangan gas bumi sangat bergantung dari komposisi gas bumi yang dihasilkan sumur gas. Gas dengan karakteristik ringan atau mengandung sedikit hidrokarbon menengah dan berat umumnya kurang ekonomis untuk dijadikan umpan produksi LPG. Hal ini disebabkan proses produksi LPG dari metanaa memerlukan konversi kimiawi yang tidak murah. Di

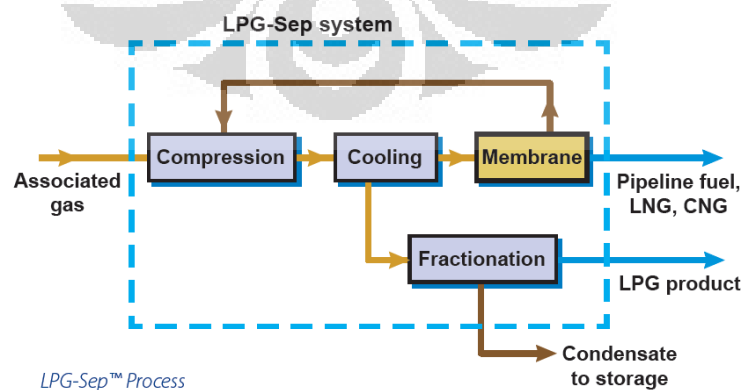
**Universitas Indonesia**

lain pihak, gas bumi yang mengandung banyak komponen hidrokarbon menengah ( $C_3$  hingga  $C_5$ ), umumnya bisa menjadi sebagai umpan produksi LPG.

Proses pemisahan komponen  $C_3$  dan  $C_4$  dari gas alam dilakukan terhadap gas alam yang sudah dikurangi kadar air dan gas-gas asamnya ( $H_2S$ , merkaptan,  $CO_2$ ). Sejumlah teknologi dasar pemisahan yang dikenal dalam rancangan LPG plant yang terintegrasi dengan proses produksi di lapangan gas adalah sebagai berikut:

- Pemisahan dengan cara penyerapan komponen  $C_3$ - $C_4$  oleh hidrokarbon cair ringan (*light oil absorption*), diikuti dengan pemisahan kembali  $C_3$ - $C_4$  dari hidrokarbon cair dengan cara distilasi;
- Pemisahan dengan cara mendinginkan gas-gas  $C_3$ - $C_4$  dengan siklus refrigerasi hingga di bawah titik embunnya, sehingga gas-gas tersebut terpisah sebagai produk cair;
- Pemisahan dengan cara pendinginan gas alam, dengan memanfaatkan peristiwa penurunan temperatur gas jika dikurangi tekanannya secara mendadak, sehingga komponen  $C_3$ - $C_4$  mengalami pengembunan;
- Pemisahan komponen  $C_3$ - $C_4$  dengan menggunakan membran dengan ukuran pori sedemikian sehingga komponen yang lebih ringan ( $C_1$ - $C_2$ ) mampu menerobos membran, sedangkan komponen LPG tertinggal dalam aliran gas umpan.

Skema pemanfaatan gas suar baker untuk produksi LPG dapat dilihat pada Gambar 2.15.



Gambar 2.15 Skema Proses Produksi LPG Dari Gas Suar Bakar

(MTR, 2009)

## 2.6 KAJIAN KEEKONOMIAN

Kajian keekonomian dalam studi ini akan menggunakan beberapa parameter sebagai berikut :

1. *Net Present Value* (NPV)
2. *Internal Rate of Return* (IRR)
3. *Pay Back Period* (PBP)

*Net Present Value* (NPV) adalah nilai benefit atau keuntungan yang diperoleh selama umur ekonomis proyek yang ditinjau pada kondisi saat ini (*discounted*). NPV menunjukkan nilai absolut keuntungan (*earning power*) dari modal yang diinvestasikan pada proyek, yaitu total pendapatan (*discounted*) dikurangi total biaya (*discounted*) selama proyek. Bentuk umum persamaan NPV adalah :

$$NPV = \sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+i)^t} \quad (1)$$

Atau juga dapat ditulis sebagai berikut

$$NPV = X_0 + \frac{X_1}{(1+i)} + \frac{X_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{X_t}{(1+i)^t} \quad (2)$$

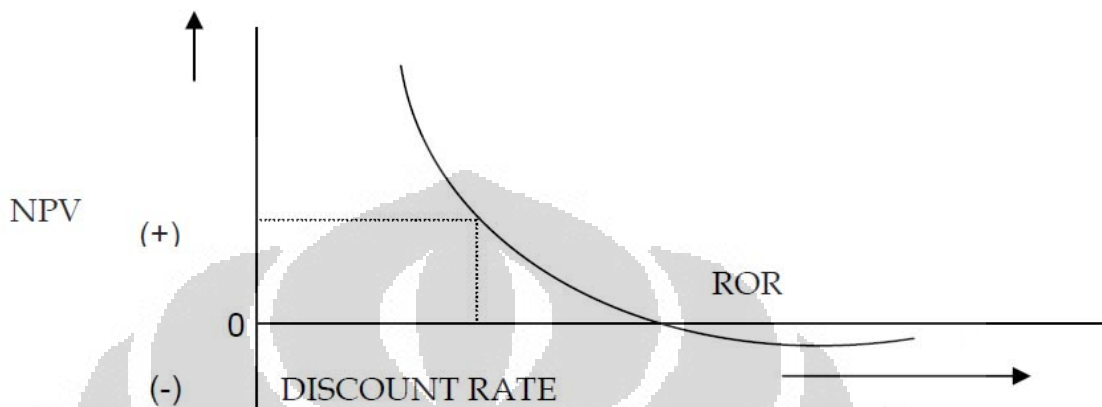
Dimana :

$X_t$  : *cashflow* di tahun ke - t

$i$  : suku bunga (*discount rate*)

Penyelesaiannya bukan secara *trial and error*, tetapi dengan memperhitungkan nilai waktu dan uang, serta dapat pula mempertimbangkan resiko. NPV dihitung dengan menggunakan *discount rate* sama dengan *Marginal Average Rate of Return*.

Suatu proyek dinyatakan laik apabila NPV adalah positif dan semakin besar *discount rate* yang dipakai, makin kecil NPV yang diperoleh. Grafik berikut menggambarkan hubungan antara besarnya nilai NPV dan *discount rate*.



Gambar 2.16 Grafik Antara *Discount Rate* Dengan NPV

Dalam kajian ini, suatu perusahaan biasanya menilai suatu proyek investasi berdasar pada prestasi yang telah berlaku. Artinya analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan *interest rate* yang dianggap normal bagi perusahaan. Perusahaan tidak menghitung berapa interest yang mampu dibangkitkan oleh suatu proyek baru, tetapi cenderung untuk meninjau apakah proyek baru tersebut mampu mencapai prestasi normal. Pengukurannya dilakukan dengan menghitung *Net Present Value* dari proyek yang bersangkutan, dimana *Net Present Value* dari suatu proyek investasi merupakan total *Discounted Cashflow* dari proyek tersebut dengan memakai harga *discount rate* tertentu.

Apabila NPV positif maka berarti proyek menguntungkan, sebaliknya apabila NPV negatif, berarti proyek tidak mampu mencapai prestasi normal dari perusahaan, artinya secara finansial tidak menguntungkan perusahaan sehingga tidak perlu diimplementasikan. NPV merupakan salah satu parameter evaluasi keuangan yang paling sehat dan kuat untuk mengestimasi nilai investasi.

Internal Rate of Return (IRR) disebut juga *Discounted Cashflow Rate of Return*. IRR adalah suatu tingkat bunga yang bila dipakai mengkonversikan semua penghasilan dan pengeluaran dan kemudian menjumlahkannya maka akan didapat nilai nol. Persamaan dibawah ini merupakan perhitungan IRR dalam suatu

**Universitas Indonesia**

investasi, dimana kurva memotong sumbu discount rate pada Net Present Value = 0. Discount rate di mana NPV sama dengan nol disebut *Rate of Return* (ROR atau IRR). IRR menunjukkan nilai relative *earning power* dari modal yang diinvestasikan di proyek, yaitu *discount rate* yang menyebabkan NPV sama dengan nol. Harga IRR dapat dihitung secara trial and error dengan persamaan berikut :

$$\sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+IRR)^t} = 0 \quad (3)$$

Suatu proyek dianggap laik apabila IRR lebih besar daripada *cost of capital* (atau bunga bank) ditambah *risk premium* yang mencerminkan tingkat resiko dari proyek tersebut serta ditambah tingkat keuntungan yang diharapkan kontraktor. Perbedaan NPV dan IRR adalah bahwa NPV menunjukkan besar keuntungan secara absolut, sedangkan IRR menunjukkan keuntungan secara relatif (terhadap skala investasi proyek).

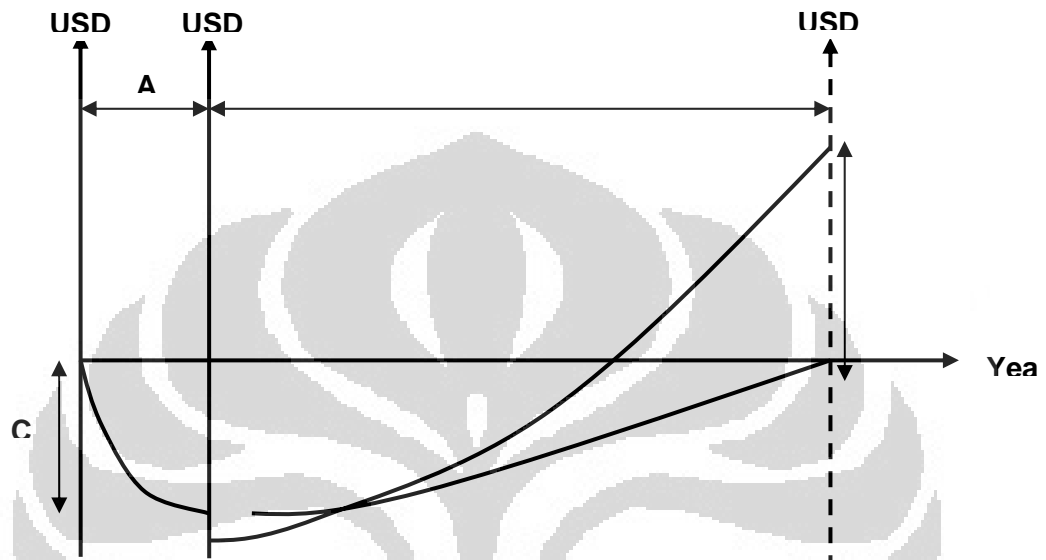
Secara formula ekonomi IRR biasanya ditentukan secara *trial and error* untuk memenuhi kondisi dimana nilai akumulasi *cashflow* adalah nol pada periode akhir usia proyek.

Periode pengembalian atau *pay out time* atau *payback period* adalah waktu yang diperlukan untuk memperoleh kembali modal yang ditanam. Parameter ini merupakan ukuran mengenai kecepatan penerimaan modal investasi kembali. POT harus memenuhi persamaan berikut:

$$\sum_{t=0}^{PBP} X_t = 0 \quad (4)$$

Proyek yang mempunyai harga PBP berarti laik, tetapi PBP juga menunjukkan resiko proyek. Makin panjang PBP makin besar resiko yang dihadapi proyek. Untuk situasi dimana ketidakpastiannya tinggi, seperti misalnya negara yang pemerintahannya tidak stabil, investor akan memilih proyek-proyek yang mempunyai PBP pendek (*quick yielding*).

Gambar 2.17 menunjukkan kurva *cashflow* secara umum dari suatu proyek. Kurva ini memberikan hubungan antara NPV, IRR, dan POT sehingga dapat digunakan sebagai gambaran dalam penentuan keekonomian dari suatu proyek.



Keterangan:

- A: Masa Konstruksi
- B: Usia Pabrik
- C: Biaya Investasi (Modal)
- D: Kurva *Cash Flow* (*Present Value*) pada  $i = \text{Discounted Rate}$
- E: Kurva *Cash Flow* pada  $i = \text{IRR}$
- F: POT (*Pay Out Time*)
- G: Nilai NPV (*Net Present Value*)

Gambar 2.17. Tipikal Kurva *Cashflow* Dalam Suatu Proyek

(Mahendra, 2008)

## **BAB 3**

### **METODOLOGI PENELITIAN**

Pada bab metodologi akan dijelaskan mengenai metode penelitian yang digunakan dalam penyusunan tesis ini. Dibagi menjadi tahapan penelitian yang dilakukan serta diagram alir penelitian yang menunjukkan langkah-langkah dalam penyusunan tesis ini.

#### **3.1 TAHAPAN PENELITIAN**

Tahapan pekerjaan dari studi ini adalah sebagai berikut:

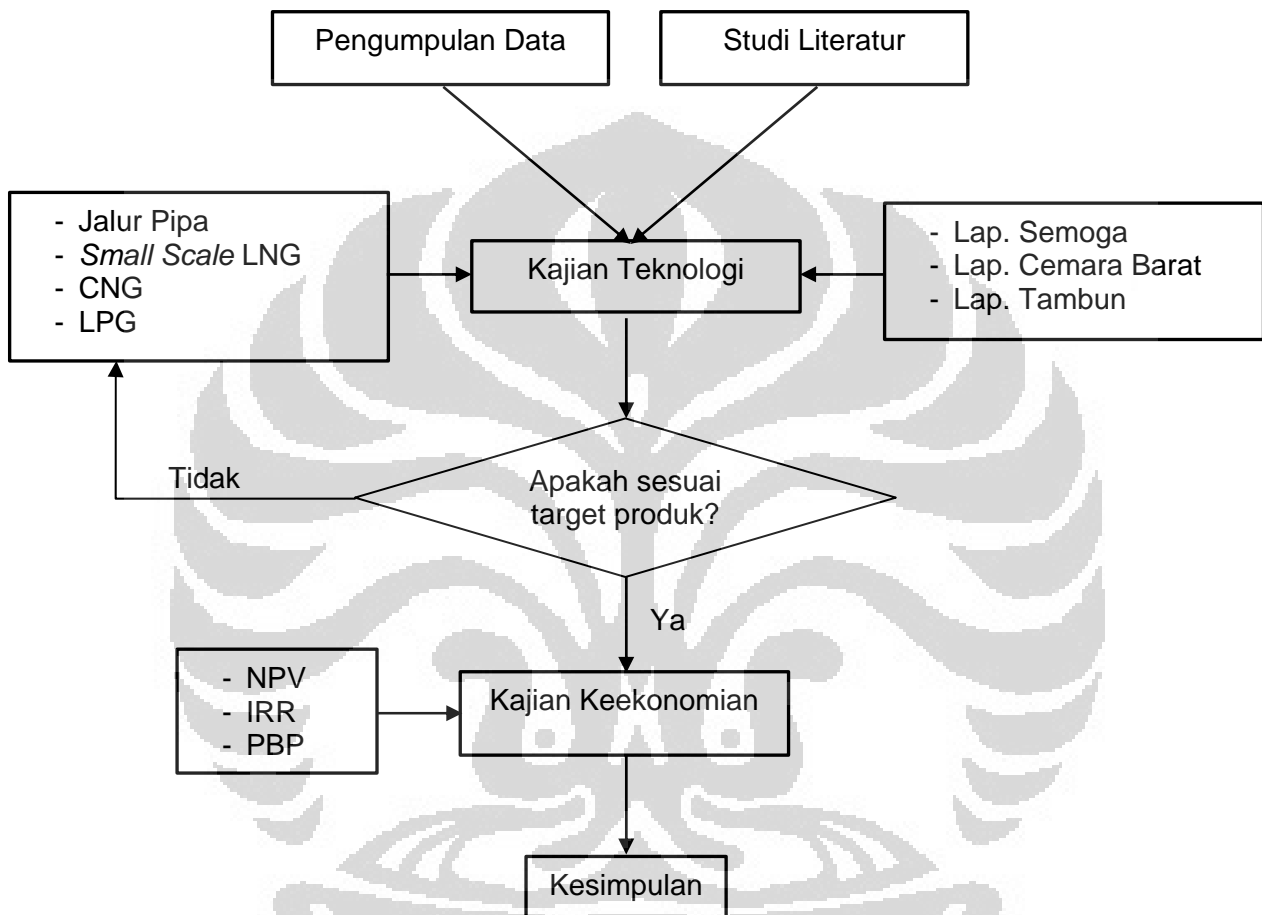
- a. Melakukan pengumpulan data sumber gas suar bakar.
- b. Melakukan pengumpulan data konsumen industri sekitar sumber gas suar bakar.
- c. Mengumpulkan data teknologi yang akan digunakan termasuk infrastruktur jalur pipa gas yang sudah ada.
- d. Melakukan pemilihan proses yang akan dilakukan yang disesuaikan dengan kondisi gas umpan (komposisi, tekanan dan laju alir), komposisi akhir gas yang dihasilkan, serta jarak ke konsumen.
- e. Melakukan kajian ekonomi untuk membandingkan teknologi mana yang lebih ekonomis untuk diaplikasikan.

Pengumpulan data yang hanya berupa data sekunder, berasal dari studi literatur, publikasi dari instansi terkait seperti Ditjen Migas, BPMigas, BPH Migas, PT Pertamina (Persero), PT Medco, dan jurnal-jurnal ilmiah. Data-data tersebut antara lain adalah :

1. Data gas suar bakar
2. Pemetaan sumber gas dan pasar yang dituju
3. Jalur transportasi pipa gas
4. Teknologi *Small Scale* LNG, CNG, dan LPG
5. Harga jual setiap produk dan harga truk pengangkut

### 3.2 DIAGRAM ALIR PENELITIAN

Tahapan penelitian dapat digambarkan lebih lanjut dalam diagram tata alir sebagaimana gambar 3.1 berikut.



Gambar 3.1 Diagram Metodologi Penelitian



### 3.2.1 Pengumpulan Data

Pengumpulan data mengenai sumber gas suar bakar berkaitan dengan volume, laju alir, umur produksi, serta pemetaan. Pengumpulan data juga dilakukan untuk pemetaan industri sekitar yang akan menjadi konsumen dari pemanfaatan produksi gas suar bakar, termasuk kebutuhan serta kapasitas penerimaan.

### 3.2.2 Studi Literatur

Studi literatur ditujukan untuk teknologi transportasi yang akan dianalisa, yaitu jalur pipa gas (*pipeline*), *small scale* LNG (*Liquified Natural Gas*), CNG (*Compressed Natural Gas*), dan LPG (*Liquified Petroleum Gas*) yang akan dipilih sebagai alternatif bentuk transportasi dari pemanfaatan gas suar bakar.

### 3.2.3 Kajian Teknologi

Dari data yang dikumpulkan, baik data primer berupa data gas suar bakar dan komponennya, serta data sekunder berupa pemetaan lokasi sumber dan konsumen, masing-masing sumber akan dianalisa dengan parameter teknologi pengolahannya. Pemilihan teknologi yang akan dipilih berdasarkan fungsi jarak antara sumber gas suar bakar dan konsumen serta kapasitas produksi sumber gas suar bakar. Kemudian dibandingkan dengan infrastruktur yang sudah ada, baik di dalamnya jalur pipa yang telah terpasang maupun infrastruktur berupa jalan raya.

Kajian teknologi selanjutnya dengan cara mensimulasikan proses yang akan dilakukan. Proses simulasi ini untuk mengetahui proses apa saja yang dibutuhkan dalam mengolah komposisi gas umpan menjadi komposisi gas yang dibutuhkan oleh konsumen melalui analisa massa dan energi. Proses simulasi ini tidak dilakukan secara mendetil, hanya untuk mengetahui kemungkinan proses yang dilakukan dan peralatan yang dibutuhkan.

### 3.2.4 Kajian Ekonomi

Kajian ekonomi dilakukan pada tiap lokasi sumber dan tiap alternatif teknologi dengan menggunakan parameter *Net Present Value* (NPV), *Internal Rate of Return* (IRR) dan *Pay Back Period* (PBP) sehingga didapat nilai keekonomisan dari tiap metode. Yang dibandingkan dari setiap alternatif teknologi adalah keekonomian dalam mentransportasikan gas bumi menuju tempat konsumen, sehingga hanya memperhatikan proses utamanya. LPG merupakan hasil sampingan dari ketiga proses alternatif, dan akan dihitung keekonomiannya secara terpisah dari proses utamanya.

### 3.2.5 Kesimpulan

Pada tahapan terakhir ini, akan disimpulkan teknologi pengolahan yang tepat diaplikasikan pada tiap sumber gas suar bakar untuk mentransportasikan gas bumi dari sumber kepada komsumen pengguna.

## BAB 4

### KELAYAKAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI

Pada bab ini akan dijelaskan pemilihan teknologi transportasi yang akan digunakan dalam memanfaatkan gas suar bakar yang diawali dengan studi kelayakan dari masing-masing alternatif teknologi dengan karakteristik tiap gas suar bakar.

#### 4.1 KARAKTERISTIK GAS HASIL PENGOLAHAN

Dalam proses pemilihan teknologi yang akan digunakan, komposisi gas akhir atau gas siap jual yang dihasilkan nantinya sangat menentukan proses apa saja yang dibutuhkan dalam pemrosesan gas suar bakar tersebut. Dari 4 teknologi yang dianalisa, 3 diantaranya yaitu jalur pipa, *small scale* LNG dan CNG, memiliki komponen utama metana ( $\text{CH}_4$ ) dalam komposisi gas jualnya. Sedangkan untuk LPG, komponen utamanya adalah propana ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ) dan butana ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ).

Dalam penelitian ini, komposisi akhir gas dipilih dari komposisi gas yang sudah dijual di Indonesia. Untuk jalur pipa, komposisi gas yang akan dituju adalah komposisi milik PT PGN. Untuk teknologi *small scale* LNG, komposisi gas LNG PT Badak yang menjadi acuannya. Untuk teknologi CNG digunakan komposisi CNG umum untuk menjadi acuan. Sedangkan untuk teknologi LPG, digunakan komposisi LPG campuran milik PT Pertamina. Masing-masing komposisi gas acuan dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut.

Tabel 4.1 Target Komposisi Akhir Gas Hasil Pengolahan

| Komponen        | Jalur Pipa<br>(% Vol) | Small Scale LNG<br>(% Mol) | CNG<br>(% Mol) | LPG<br>(% Vol) |
|-----------------|-----------------------|----------------------------|----------------|----------------|
| N <sub>2</sub>  | 1,14                  | 0,1                        | 1,5            | 0              |
| CO <sub>2</sub> | 3,67                  | 0                          | 3              | 0              |
| C <sub>1</sub>  | 85,0                  | 91                         | 88             | 0              |
| C <sub>2</sub>  | 9,02                  | 8                          | 6              | 0,2            |
| C <sub>3</sub>  | 0,60                  | 1,3                        | 1,5            |                |
| iC <sub>4</sub> | 0                     | 0,1                        | 0              | 97             |
| nC <sub>4</sub> | 0                     | 0                          | 0              |                |
| C <sub>5+</sub> | 0                     | 0                          | 0              | 2,0            |

Secara umum, gas yang dihasilkan harus bersih dari pengotor yang bisa merusak fasilitas proses ataupun mengalami kebuntuan dalam aliran. Fasilitas pemurnian gas biasanya ditempatkan di awal proses untuk mengurangi kandungan pengotor hingga pada komposisi yang aman. Kandungan material yang akan dicapai adalah sebagai berikut

- Sulfur < 3.5 ppmv
- CO<sub>2</sub> < 50 ppmv
- H<sub>2</sub>O < 7 lb/mmscf
- Merkuri < 0.01 mg/Nm<sup>3</sup>

Sulfur dan CO<sub>2</sub> merupakan penyebab korosi ada fasilitas proses yang terbuat dari baja. H<sub>2</sub>O dicegah karena kemudahannya membentuk hidrat pada temperatur rendah sehingga menghambat aliran gas. Sedangkan merkuri akan menyerang material aluminium pada fasilitas proses.

## 4.2 SIMULASI PROSES

Ketiga alternatif teknologi, yaitu jalur pipa, LNG, dan CNG memiliki karakteristik proses yang hampir sama di awal (*pre-treatment*). Proses *pre-treatment* yang dilakukan adalah kompresi untuk meningkatkan tekanan operasi gas suar bakar, *CO<sub>2</sub> removal* untuk menghasilkan komposisi *CO<sub>2</sub>* akhir yang tidak lebih dari 50 ppmv, dan fraksionasi yang memisahkan fraksi ringan dan fraksi berat. Proses yang dilakukan pada penelitian ini tidak bertujuan untuk menghasilkan produk yang optimal, hanya untuk menunjukkan apakah teknologi tersebut bisa digunakan untuk menghasilkan produk yang diharapkan.

Tekanan awal dan temperatur awal tiap gas suar bakar diasumsikan 40 psia dan 40 °C. Tekanan operasi yang dibutuhkan untuk proses selanjutnya adalah 1000 psia, sehingga dilakukan kompresi bertingkat untuk meningkatkan tekanan gas suar bakar.

Proses *CO<sub>2</sub> removal* dilakukan dengan menggunakan DEA sebagai media penyerap *CO<sub>2</sub>*. Simulasi yang dilakukan tidak berbeda dari tiap sumber gas suar bakar, hanya dilakukan perbedaan gas input, untuk mengetahui apakah komposisi gas akhir *CO<sub>2</sub>* sudah sesuai yang diharapkan atau tidak yaitu batas maksimal 50 ppmv atau 0,005% fraksi mol. Batasan komposisi *H<sub>2</sub>O* adalah 7 lb/mmscf atau 0,0147% fraksi mol. Komposisi *H<sub>2</sub>O* setelah fraksionasi yang menentukan apakah dibutuhkan proses dehidrasi atau tidak.

Fraksionasi awal adalah menggunakan *deethanizer* untuk memisahkan metana dan etana dari fraksi berat. Komposisi metana dan etana yang digunakan sebagai batasan adalah 95%, dan berlaku untuk semua metode transportasi. Keluaran dari *deethanizer* bagian atas adalah lean gas yang berikutnya akan diproses menjadi ketiga alternative teknologi. Sedangkan hasil bagian bawah akan disalurkan menuju proses fraksionasi berikutnya yang menggunakan *debutanizer*. Hasil produk *debutanizer* adalah LPG dan kondensat yang merupakan hasil sampingan. Kedua produk ini diasumsikan seragam untuk setiap metode teknologi, karena proses *pre-treatment* berlaku seragam.

### 4.3 LAPANGAN SEMOGA

#### 4.3.1 Karakteristik Lapangan Semoga

Lapangan minyak Semoga terletak di Desa Lais, Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan. Lapangan ini merupakan bagian dari blok Rimau PSC yang diambil alih oleh Medco Energi pada 22 Desember 1995 dari PT Stanvac Indonesia. Pada bulan April 2003, Medco Energi berhasil mendapatkan perpanjangan kontrak PSC Blok Rimau dari Pemerintah yang berlaku sampai dengan April 2023. Gambar 4.1 menunjukkan letak blok Rimau di pulau Sumatera.



Gambar 4.1 Letak Lapangan Semoga-Blok Rimau

(Medco Laporan Tahunan, 2009)

Pada tahun 2009, produksi minyak dari Blok Rimau PSC adalah sebesar 7.363 MBOE, menurun sebesar 496 MBOE, atau 6,3%, dari 7.859 MBOE pada tahun 2008. Sedangkan penjualan minyak dari Blok Rimau PSC di tahun 2009 adalah sebesar 20.016 BOPD, menurun 12% atau sebesar 2.739 BOPD, dari 22.755 BOPD di tahun 2008.

Di Lapangan Medco Kaji Semoga sudah terdapat fasilitas kilang LPG yang dimiliki oleh PT Medco Energi International Tbk dengan kapasitas 20 MMSCFD. Kilang LPG Medco ini terdiri dari dua train dengan kapasitas per train 10 MMSCFD. Produksi LPG yang dihasilkan dari dua train kilang ini sekitar 150

ton/hari. Kilang LPG yang mulai dioperasikan sejak tahun 2004 ini menelan biaya sekitar US\$ 20 juta.

Saat ini, kilang tersebut hanya dioperasikan satu train saja karena produksi gas dengan kandungan LPG tinggi mengalami penurunan dari 20 MMSCFD menjadi hanya 7,7 MMSCFD. Meskipun saat ini terdapat gas suar bakar dalam jumlah cukup besar, namun karena kandungan LPG nya sedikit, gas tersebut belum dimanfaatkan. Tabel 4.2 dibawah ini memperlihatkan komposisi gas suar bakar dari lapangan Medco Kaji.

Tabel 4.2 Komposisi Gas Suar Lapangan Semoga

| Komponen                        | % Mol |
|---------------------------------|-------|
| N <sub>2</sub>                  | 0,58  |
| CO <sub>2</sub>                 | 4,24  |
| CH <sub>4</sub>                 | 83,05 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 7,88  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,18  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,99  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,78  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,30  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,33  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,32  |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,17  |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,10  |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,04  |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00  |

(PT MEDCO, 2008)

Proyeksi kebutuhan gas bumi di propinsi Sumatera Selatan dapat dilihat pada Tabel 4.3. Pada tahun 2012 , diperkirakan kebutuhan mencapai 1084,8 MMSCFD. Sedangkan tahun 2013 diperkirakan mencapai 1027 MMSCFD. Pengurangan ini akibat proyeksi beberapa industri yang semakin menurun kebutuhan akan gas buminya.

Tabel 4.3 Perkiraan Kebutuhan Gas Bumi Propinsi Sumatera Selatan

MMSLU @ 2009 B/RSUP.

| URAIAN  | 2005         | 2006         | 2007         | 2008           | 2009           | 2010           | 2011           | 2012           | 2013           | 2014           | 2015           | 2016           | 2017           | 2018           | 2019           | 2020           |
|---|--------------|--------------|--------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|----------------|
| <b>I. COMMITTED DEMAND</b>  |              |              |              |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |
| 1 Pusri - I B (Pertamina)   | 55,0         | 55,0         | 55,0         | 55,0           | 55,0           | 55,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 2 Pusri - II (Medco Blok SSE)   | 45,0         | 45,0         | 45,0         | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 3 Pusri - II (boiler) (Pertamina)   | 4,0          | 4,0          | 4,0          | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 4 Pusri - III (Pertamina)   | 61,5         | 61,5         | 61,5         | 63,5           | 63,5           | 63,5           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 5 Pusri - IV (Pertamina)  | 61,5         | 61,5         | 61,5         | 63,5           | 63,5           | 63,5           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| <b>JUMLAH PUSRI</b>   | <b>227,0</b> | <b>227,0</b> | <b>227,0</b> | <b>182,0</b>   | <b>182,0</b>   | <b>182,0</b>   | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 6 PLN Kramasan (PERTAMINA)  | 18,0         | 15,0         | 15,0         | 15,0           | 15,0           | 15,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 7 PLN Borang (Medco/GSA Amendemen (2003)8 thn, 2006-2014) *)                                  | 26,0         | 26,0         | 26,0         | 26,0           | 26,0           | 26,0           | 26,0           | 26,0           | 26,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 8 PLTG Simpang Tiga Indralaya (Januari 2004) (Medco/GSA Amendemen (2002)11 thn, 2004-2015) *) | 19,0         | 19,0         | 19,0         | 19,0           | 19,0           | 19,0           | 19,0           | 19,0           | 19,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 9 PLTG Talang Dukuh (Medco/GSA/9 thn, 2003-2012)  | 9,0          | 9,0          | 7,0          | 6,0            | 5,0            | 4,0            | 3,0            | 3,0            | 3,0            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 10 PLTGU Asrijata Prasarana (Pertamina)   | 31,3         | 31,3         | 31,3         | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           | 31,3           |
| 11 PLTD S. Juara (PLN) (Pertamina)  | -            | 6,0          | 6,0          | 6,0            | 6,0            | 6,0            | 6,0            | 6,0            | 6,0            | 6,0            | 6,0            | -              | -              | -              | -              | -              |
| 12 PGN Palembang (Pertamina)  | 0,8          | 1,0          | 1,1          | 1,2            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 13 Kilang BBM & PAC (Pertamina)   | 30,0         | 30,0         | 30,0         | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           |
| 14 LPG Ogsipras (Pertamina)   | 5,9          | 5,9          | 5,9          | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | 5,9            | -              |
| 15 LPG PT Titis Sampurna (Pertamina)  | 5,0          | 5,0          | 5,0          | 5,0            | 5,0            | 5,0            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 16 Sri Melamin Rejeki (Pertamina)   | 1,0          | 1,0          | 1,0          | 1,0            | 1,0            | 1,0            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 17 PT Exspan Nusantara (Pertamina)  | 1,0          | 1,0          | 1,0          | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | -              |
| 18 JOB - Suryaraya Teladan (Pertamina)  | 1,0          | 1,1          | 1,1          | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 19 Ke Jawa Barat (PGN) (Pertamina)  | -            | 150,0        | 200,0        | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | 250,0          | -              | -              |
| 20 UPMS II - BFG (Pertamina)  | -            | -            | -            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 21 NGL Plaju (Ex. Dynegy) (Pertamina)   | -            | -            | 27,0         | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           | 35,0           |
| 22 PT Sumbergas Sakti Prima (Pertamina)   | -            | -            | 30,0         | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 23 PT Enusa (Pertamina)   | -            | 2,5          | 2,5          | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | -              |
| 24 PT PLN Injining (Pertamina)  | -            | 5,0          | 5,0          | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | -              | -              | -              | -              | -              |
| 25 PLTG Energi Musi Makmur (Pertamina)  | -            | -            | 25,0         | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| <b>TOTAL (I)</b>  | <b>375,0</b> | <b>534,8</b> | <b>665,9</b> | <b>676,9</b>   | <b>674,7</b>   | <b>673,7</b>   | <b>469,7</b>   | <b>469,7</b>   | <b>469,7</b>   | <b>421,7</b>   | <b>366,7</b>   | <b>353,2</b>   | <b>353,2</b>   | <b>103,2</b>   | <b>96,3</b>    | <b>96,3</b>    |
| <b>II. ALLOCATED DEMAND</b>   |              |              |              |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |
| 1 Pusri - I B (Pertamina)   | -            | -            | -            | -              | -              | -              | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           | 55,0           |
| 2 Pusri - II / I B (Pertamina)  | -            | -            | -            | 43,5           | 43,5           | 43,5           | 43,5           | 43,5           | 43,5           | 61,5           | 61,5           | 61,5           | 61,5           | 61,5           | 61,5           | 47,5           |
| 3 Pusri - III (Pertamina)   | -            | -            | -            | -              | -              | -              | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           |
| 4 Pusri - IV (Pertamina)  | -            | -            | -            | -              | -              | -              | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 63,5           | 61,5           |
| 5 Pusri - Asam Asetat (Pertamina)   | -            | 4,0          | 4,0          | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            | 4,0            |
| 6 Pusri - Hidrogen Peroksida (Pertamina)  | -            | 5,0          | 5,0          | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            | 5,0            |
| <b>JUMLAH PUSRI</b>   | -            | 9,0          | 9,0          | 52,5           | 52,5           | 52,5           | 234,5          | 234,5          | 234,5          | 252,5          | 252,5          | 252,5          | 252,5          | 252,5          | 236,5          | 236,5          |
| 7 JOB - Suryaraya T. (Pertamina)  | -            | -            | -            | 1,0            | 1,0            | 1,0            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | 18,0           |
| 8 PT Sumbergas Sakti Prima (Pertamina)  | -            | -            | -            | -              | -              | -              | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           |
| 9 PLTG Energi Musi Makmur (Pertamina)   | -            | -            | -            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           |
| 10 Ke Jawa Barat (PGN) (Pertamina)  | -            | -            | -            | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              | 250,0          | 250,0          |
| 11 UPPDN II Palembang (Pertamina)   | 0,1          | 0,1          | 0,1          | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 0,2            | 2,5            |
| 12 PT Indah Cipta Usaha T. (Pertamina)  | -            | 20,0         | 20,0         | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           | 20,0           |
| 13 PLN Kramasan (Medco SS Ext. Block tambahan)  | -            | -            | -            | -              | 13,3           | 13,3           | 13,3           | 13,3           | 13,3           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 14 PLN Kramasan (Medco Lematang/10A-jun 2005)   | -            | -            | 24,6         | 24,6           | 24,6           | 24,6           | 24,6           | 24,6           | 24,6           | 23,0           | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 15 IPP Gn Megang (Medco)  | -            | 14,5         | 14,5         | 14,5           | 14,5           | 14,5           | 14,5           | 14,5           | 14,5           | -              | -              | -              | -              | -              | -              | -              |
| 16 PT COGINDO srt. 21.7.03 (Pertamina)  | 2,5          | 2,5          | 2,5          | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            | 2,5            |
| 17 PT Wisma Sarana Teknik (Pertamina)   | 0,5          | 0,5          | 0,5          | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            | 0,5            |
| <b>TOTAL (II)</b>   | <b>3,1</b>   | <b>46,6</b>  | <b>71,2</b>  | <b>115,8</b>   | <b>129,1</b>   | <b>129,1</b>   | <b>310,1</b>   | <b>310,1</b>   | <b>310,1</b>   | <b>300,3</b>   | <b>353,7</b>   | <b>330,7</b>   | <b>330,7</b>   | <b>580,7</b>   | <b>585,0</b>   | <b>585,0</b>   |
| <b>III. POTENTIAL DEMAND</b>  |              |              |              |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |                |
| 1 Lampung Gas (PGN)   | -            | 30,0         | 30,0         | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           | 30,0           |
| 2 PGN Palembang untuk IPP   | -            | 45,0         | 45,0         | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           | 45,0           |
| 3 Metanol Musi  | -            | -            | -            | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           | 60,0           |
| 4 PLTG Energi Musi Makmur   | -            | -            | 25,0         | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 25,0           | 50,0           | 50,0           | 50,0           | 50,0           | 50,0           | 50,0           |
| 5 PT. Odira (IPP)   | -            | -            | 15,0         | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           | 15,0           |
| 6 PLN Indralaya III (MEP)   | -            | -            | -            | -              | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           | 10,0           |
| 7 Potensi dari Jambi Merang   | -            | -            | 110,0        | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          | 120,0          |
| <b>TOTAL (III)</b>  | <b>-</b>     | <b>75,0</b>  | <b>225,0</b> | <b>295,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>305,0</b>   | <b>330,0</b>   | <b>330,0</b>   | <b>330,0</b>   | <b>330,0</b>   | <b>330,0</b>   | <b>330,0</b>   |
| <b>TOTAL KEBUTUHAN</b>  | <b>378,1</b> | <b>656,4</b> | <b>962,1</b> | <b>1.087,7</b> | <b>1.108,8</b> | <b>1.107,8</b> | <b>1.084,8</b> | <b>1.084,8</b> | <b>1.084,8</b> | <b>1.027,0</b> | <b>1.050,4</b> | <b>1.013,9</b> | <b>1.013,9</b> | <b>1.013,9</b> | <b>1.011,3</b> | <b>1.011,3</b> |

(BPH Migas, 2009)

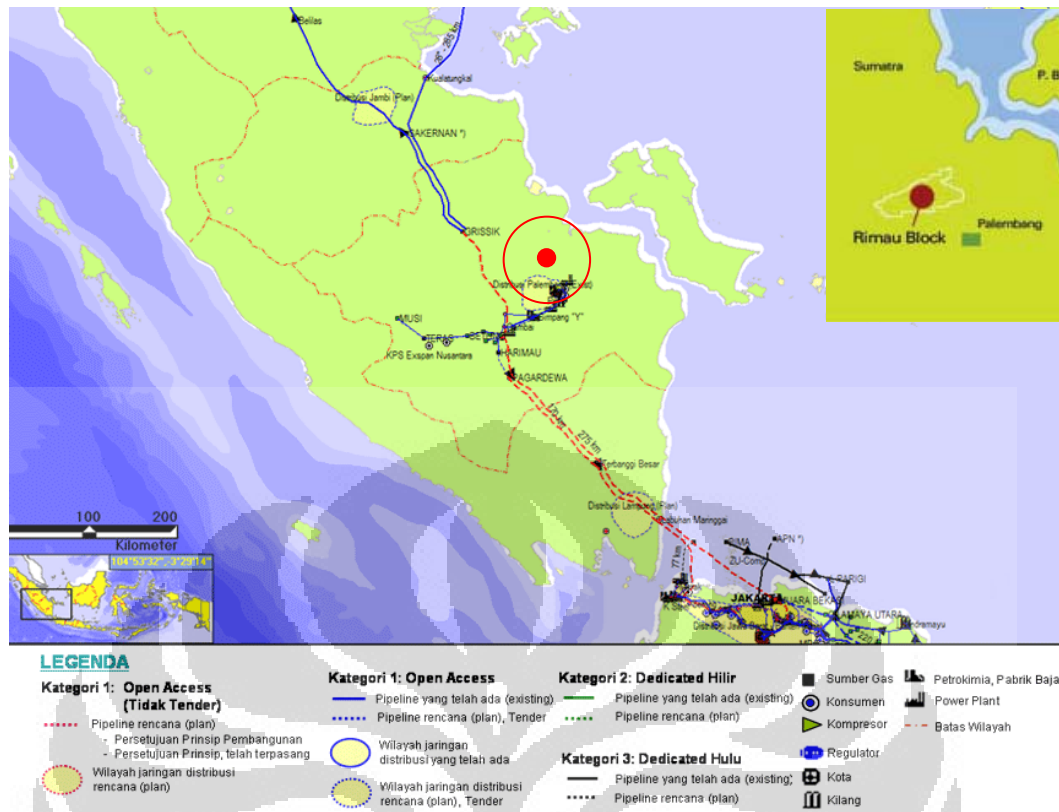


Tabel 4.2 Merupakan komposisi gas suar bakar Lapangan Semoga dalam kondisi *dry gas*. Untuk mengetahui kandungan air yang larut secara jenuh pada kondisi *wet gas*, digunakan fungsi *saturate link* pada simulasi HYSYS. Dan didapatkan hasil pada Tabel 4.4 sebagai berikut dengan laju aliran sebesar 7,912 MMSCFD. Nilai GHV adalah 1098 MMBTU.

Tabel 4.4 Komposisi *Wet Gas* Lapangan Tambun

| Komponen                        | % Mol |
|---------------------------------|-------|
| N <sub>2</sub>                  | 0,56  |
| CO <sub>2</sub>                 | 4,13  |
| CH <sub>4</sub>                 | 80,83 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 7,67  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,15  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,96  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,76  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,29  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,32  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,31  |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,17  |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,10  |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,04  |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,04  |
| H <sub>2</sub> O                | 2,68  |

Dari peta jalur pipa di sekitar Lapangan Semoga yang terdapat pada Gambar 4.2 terlihat bahwa jarak konsumen terdekat adalah 70 km dan jarak pipa terdekat adalah 80 km. Jadi jarak yang akan digunakan sebagai acuan adalah 70 km.



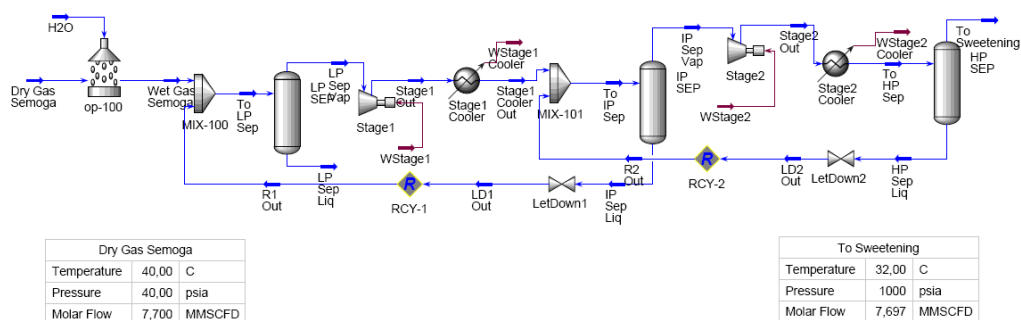
Gambar 4.2 Peta Jalur Distribusi dan Konsumen Sekitar Lapangan Semoga

### 4.3.2 Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Semoga

#### Proses Kompresi

Tekanan awal gas suar bakar Lapangan Semoga yaitu sebesar 40 psia masih jauh dari tekanan yang diharapkan untuk proses selanjutnya. Oleh karena itu dilakukan proses kompresi bertahap hingga mencapai tekanan 1000 psia. Tekanan ini yang akan digunakan pada proses *gas sweetening*.

Setelah dikompresi 2 tahap dan melewati cooler dan scrubber maka kondisi akhir gas adalah tekanan 1000 psia, temperatur 32 °C, dan laju alir sebesar 7,697 MMSCFD. Diagram alir proses kompresi dapat dilihat pada Gambar 4.3 dan spesifikasi kompresor yang digunakan pada Tabel 4.5



Gambar 4.3 Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Tambun

Tabel 4.5 Spesikasi Kompresor Pada Lapangan Tambun

| Spesifikasi             | Kompresor Stage 1    | Kompresor Stage 2    |
|-------------------------|----------------------|----------------------|
| Jenis                   | <i>Reciprocating</i> | <i>Reciprocating</i> |
| Polytropic Head (m)     | 24353,92             | 24663,66             |
| Adiabatic Head (m)      | 23392,41             | 23658,26             |
| Efisiensi adiabatik (%) | 75                   | 75                   |
| Efisiensi politropik    | 78,08                | 78,19                |
| Duty (hp)               | 947,36               | 941,51               |
| Rasio kompresi          | 5                    | 5                    |

### Proses Gas Sweetening

Kandungan awal gas CO<sub>2</sub> pada gas suar bakar Lapangan Semoga adalah sebesar 4,24 % fraksi mol. Agar tidak mengganggu proses selanjutnya, kandungan CO<sub>2</sub> harus diturunkan hingga menjadi 100 ppmv. Proses yang digunakan adalah dengan menggunakan larutan DEA.

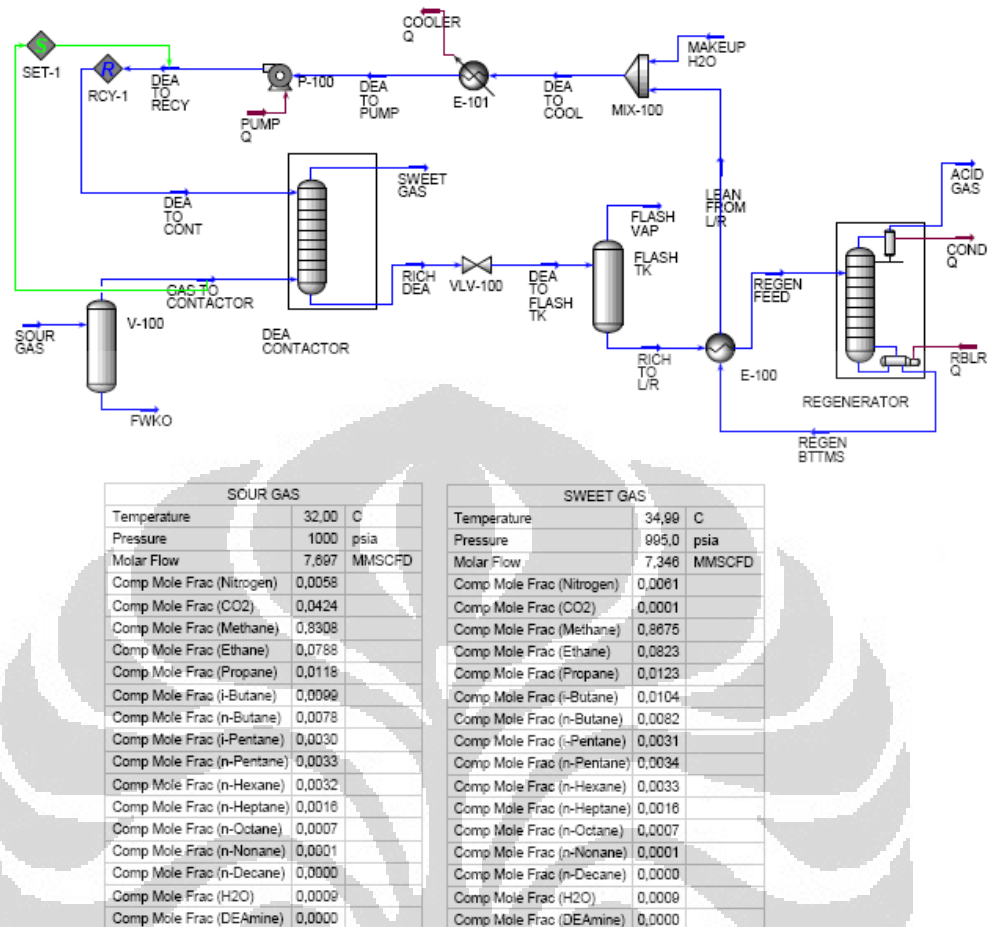
Gas mula-mula dilewatkan ke *inlet separator* untuk memisahkan cairan/padatan yang terbawa dalam aliran gas. Gas selanjutnya diumpankan ke kolom absorber (DEA *Contactors*) dari bagian bawah (*bottom*). Dalam kolom absorber akan terjadi kontak antara gas yang mengalir dari bagian bawah kolom dengan larutan *lean* DEA yang mengalir dari bagian atas kolom.

Larutan DEA akan menyerap CO<sub>2</sub> dari gas umpan. Gas yang keluar dari bagian atas kolom akan memiliki komposisi CO<sub>2</sub> < 50 ppmv. Gas yang keluar dari

bagian atas kolom (*sweet gas*) selanjutnya dikirim ke unit fraksionasi. *Rich* DEA (DEA yang kaya akan CO<sub>2</sub>) yang keluar dari bagian bawah kolom absorber selanjutnya diturunkan tekanannya dan dilewatkan ke *Flash Drum* untuk melepaskan gas yang terikat. Produk bawah *flash drum* selanjutnya dipanaskan sampai suhu kira-kira 144,3 °C dalam *amine/amine heat exchanger* (E-100) dimana sebagai media pemanasnya adalah produk bawah dari kolom regenerator. *Rich amine* yang telah dipanaskan selanjutnya diumpankan ke kolom regenerator.

Dalam kolom regenerator terjadi pemisahan CO<sub>2</sub> dari larutan DEA. Gas CO<sub>2</sub> keluar dari bagian atas kolom sedangkan larutan DEA yang telah bebas dari gas CO<sub>2</sub> (*regen bttm*) keluar dari bagian bawah kolom dan digunakan untuk memanaskan *Rich* DEA melalui *amine/amine Heat Exchanger*. *Lean* DEA selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* (E-101) sampai temperatur 32 °C. *Lean* DEA selanjutnya melalui pompa ditingkatkan tekanannya hingga 995 psia. *Lean* DEA selanjutnya diumpankan ke bagian atas kolom absorber.

Gambar 4.4 Berikut adalah skema proses simulasi HYSYS untuk proses *gas sweetening*.



Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Gas Sweetening Lapangan Semoga

### Proses Fraksionasi

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan *lean gas* yang terdiri dari komponen ringan (metana dan etana) dari komponen yang lebih berat, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG yang terdiri dari propana dan butana dari komponen yang lebih berat (C5+).

Aliran gas setelah unit *gas sweetening* kemudian memasuki kolom *deethanizer* pada tekanan 995 psia yang dikurang menjadi 391 psia dengan menggunakan valve (VLV-100). Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi *lean gas* dan kondensat sebagai produk akhir. *Condenser* pada kolom

*Deethanizer* menggunakan Mixed Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. *Reboiler* pada kolom *Deethanizer* menggunakan hot oil yang dipasok dari sistem sirkulasi minyak panas (*hot oil system*).

Produk atas dari *deethanizer* merupakan Lean Gas yang nantinya akan diproses menjadi tiga alternatif dalam transpotasinya. Adapun produk bawah dari *deethanizer* selanjutnya masuk ke kolom *debutanizer* yang juga memiliki *condenser* dan *reboiler*. Di *debutanizer*, komponen LPG dipisahkan dari komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk atas *debutanizer*. Adapun produk bawah dari *debutanizer* yaitu kondensat, selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi. Komposisi akhir produk dapat dilihat pada Tabel 4.6 berikut.

Tabel 4.6 Komposisi Gas Hasil Fraksionasi Lapangan Semoga

| Parameter                       | Feed Gas | Lean Gas | LPG   | Condensate |
|---------------------------------|----------|----------|-------|------------|
| Tekanan (psia)                  | 995      | 377,1    | 71,07 | 78,32      |
| Temperatur (°C)                 | 34,99    | -38,68   | 46,19 | 107,72     |
| Flow Rate<br>MMSCFD             | 7,35     |          | 0,06  |            |
| Barrel/day                      |          |          |       | 87,0       |
| Ton/day                         |          |          | 4,19  | 8,99       |
| Komposisi (% mol)               |          |          |       |            |
| N <sub>2</sub>                  | 0,61     | 0,62     | 0,00  | 0,00       |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01     | 0,01     | 0,00  | 0,00       |
| CH <sub>4</sub>                 | 86,75    | 88,59    | 0,00  | 0,00       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 8,23     | 8,41     | 0,01  | 0,00       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,23     | 1,26     | 0,14  | 0,00       |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 1,04     | 0,82     | 28,37 | 0,18       |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,82     | 0,20     | 68,87 | 4,19       |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,31     | 0,00     | 2,35  | 23,33      |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,34     | 0,00     | 0,26  | 27,14      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,33     | 0,00     | 0,00  | 26,10      |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,16     | 0,00     | 0,00  | 13,08      |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,07     | 0,00     | 0,00  | 5,44       |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,01     | 0,00     | 0,00  | 0,50       |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00     | 0,00     | 0,00  | 0,04       |
| H <sub>2</sub> O                | 0,09     | 0,09     | 0,00  | 0,00       |

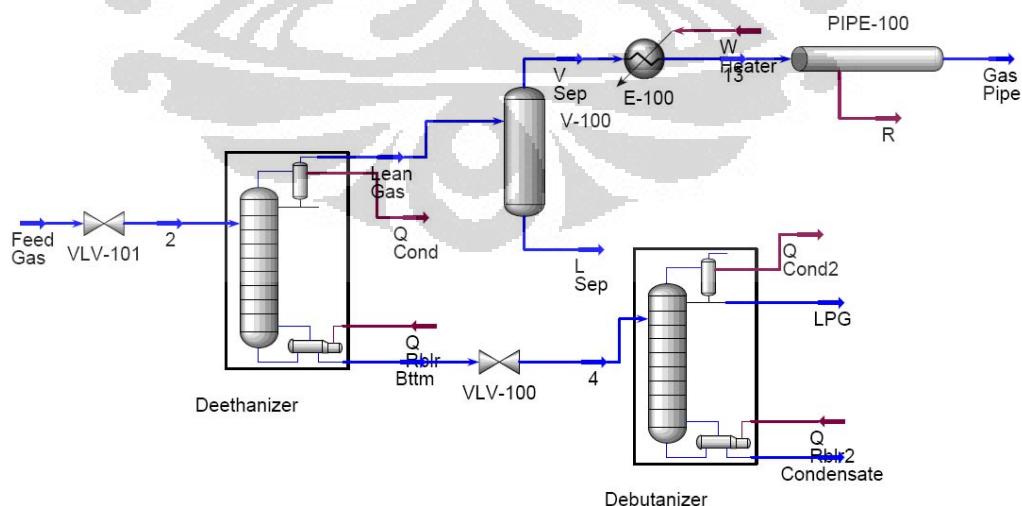
### 4.3.3 Aplikasi Teknologi Jalur Pipa di Lapangan Semoga

Dilihat dari peta jalur pipa gas yang sudah ada pada Gambar 4.2, maka jarak terdekat antara sumber gas suar bakar Lapangan Semoga dengan jalur pipa gas adalah sekitar 80 km. Jarak antara Lapangan Semoga menuju rencana wilayah jaringan gas kota Palembang sekitar 50 km. Sedangkan jarak dengan industri yaitu *power plant* adalah sekitar 70 km. Yang akan digunakan sebagai acuan adalah lokasi industry yang ada yaitu sejauh 70 km.

Besar tekanan gas pipa yang diharapkan untuk diterima di konsumen industri adalah sebesar 16 bar atau 232 psia, sehingga tekanan *lean gas* yang sebesar 377 psia sudah cukup. Penurunan tekanan yang terjadi di pipa diasumsikan maksimal sebesar 10%.

Sebelum dialirkan *lean gas* dilewatkan *cold separator* (V-100) untuk memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari H<sub>2</sub>O. Kemudian dilewatkan *heater* (E-100) untuk meningkatkan temperaturnya hingga 30 °C. Setelah itu *lean gas* akan dialirkan melalui pipa sepanjang 70 km.

Dari hasil simulasi HYSYS yang menggunakan persamaan Beggs and Brill (1979) didapat hasil penurunan tekanan menjadi 313,2 psia dengan menggunakan pipa *mild steel* berdiameter 8 in *schedule* 40. Skema proses fraksionasi dan jalur pipa dapat dilihat pada Gambar 4.7 berikut.



Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Fraksionasi Dan Pipa Gas Lapangan Semoga

Tabel 4.7 Komposisi Gas Pipa Lapangan Semoga

| Parameter                       | Gas Pipa |
|---------------------------------|----------|
| Tekanan (psia)                  | 313.2    |
| Temperatur (°C)                 | 27       |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 7,187    |
| GHV (MMBTU)                     | 1109     |
| Komposisi (% mol)               |          |
| N <sub>2</sub>                  | 0,62     |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01     |
| CH <sub>4</sub>                 | 88,67    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 8,42     |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,26     |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,82     |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,20     |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00     |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00     |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00     |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00     |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00     |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00     |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00     |

#### 4.3.4 Aplikasi Teknologi CNG di Lapangan Semoga

Dalam aplikasi teknologi CNG, *lean gas* harus ditingkatkan tekanannya hingga mencapai tekanan yang diharapkan untuk kondisi CNG yaitu sebesar 2865 psia. Lean gas dialirkan melalui *cold separator* (V-100) untuk memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari H<sub>2</sub>O, kemudian ditingkatkan tekanannya dengan menggunakan kompresor (K-100) dari tekanan 377 psia menjadi 2865 psia. Selanjutnya gas diturunkan temperaturnya hingga 5 °C dengan menggunakan cooler (E-100).

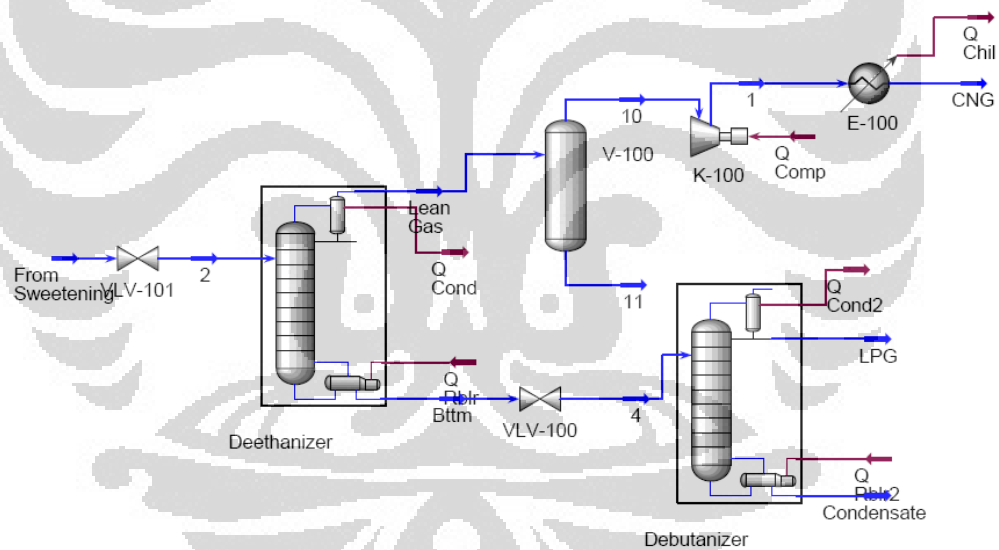
Detil spesifikasi kompresor yang digunakan bisa dilihat dari Tabel 4.8.



Tabel 4.8 Spesifikasi Kompressor Proses CNG Lapangan Semoga

| Spesifikasi            | Kompressor K-100     |
|------------------------|----------------------|
| Jenis                  | <i>Reciprocating</i> |
| Polytropic Head (m)    | 26051,48             |
| Adiabatic Head (m )    | 24663,80             |
| Efisiensi diabolic (%) | 75                   |
| Efisiensi politropik   | 79,22                |
| Duty (hp)              | 777,65               |
| Rasio kompresi         | 7,60                 |

Skema diagram alir proses fraksionasi dan kompresi CNG dapat dilihat pada Gambar 4.6.



Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Kompresi CNG

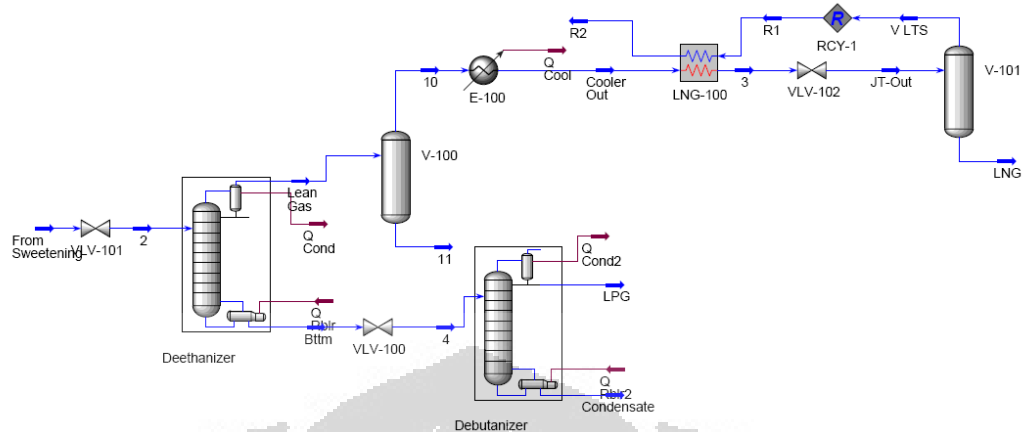
Tabel 4.9 Komposisi Produk CNG Lapangan Tambun

| Parameter                       | CNG   |
|---------------------------------|-------|
| Tekanan (psia)                  | 2865  |
| Temperatur (°C)                 | 5     |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 7,187 |
| GHV (MMBTU)                     | 1109  |
| Komposisi (% mol)               |       |
| N <sub>2</sub>                  | 0,62  |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01  |
| CH <sub>4</sub>                 | 88,67 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 8,42  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,26  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,82  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,20  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00  |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00  |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00  |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00  |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00  |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00  |

#### 4.3.5 Aplikasi Teknologi LNG di Lapangan Semoga

Dalam aplikasi teknologi LNG, *lean gas* yang sudah memiliki temperatur rendah, yaitu sebesar -38 °C, kembali didinginkan hingga -120 °C dengan menggunakan *cooler* (E-100). Kemudian dilewatkan LNG *heat exchanger* (LNG-100) sehingga temperaturnya menjadi -125 °C. Selanjutnya *lean gas* diturunkan tekanannya dengan menggunakan valve menjadi 14,7 psi sehingga temperaturnya pun juga turun menjadi -160 °C. *Lean gas* kemudian dilalui LTS separator untuk memisahkan fasa cair dan fasa gasnya. Fasa gas kemudian menjadi medium pendingin pada LNG *heat exchanger*.

LNG yang dihasilkan sebesar 5,319 MMSCFD. Komposisi gas LNG bisa dilihat pada Tabel 4.10 berikut. Diagram alir proses fraksinasi dan pembentukan LNG dapat dilihat pada Gambar 4.7.



Gambar 4.7 Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Pencairan LNG Lapangan Semoga

Tabel 4.10 Komposisi Produk LNG Lapangan Semoga

| Parameter                       | LNG    |
|---------------------------------|--------|
| Tekanan (psia)                  | 14.7   |
| Temperatur (°C)                 | -160,1 |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 5,319  |
| GHV (MMBTU)                     | 1152   |
| Komposisi (% mol)               |        |
| N <sub>2</sub>                  | 0,07   |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01   |
| CH <sub>4</sub>                 | 85,47  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 11,36  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 1,70   |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 1,11   |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,28   |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00   |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00   |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00   |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00   |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00   |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00   |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00   |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00   |

## 4.4 LAPANGAN CEMARA BARAT

### 4.4.1 Karakteristik Lapangan Cemara Barat

Salah satu produsen gas bumi di Jawa Barat, DKI Jakarta dan Banten yang memasok kebutuhan energi bagi konsumennya dengan jumlah cukup besar adalah PT Pertamina EP Region Jawa Bagian Barat. Produksi gas tersebut bersumber dari berbagai lapangan dan dialirkan kepada konsumen melalui jaringan pipa gas. Selain memproduksi gas bumi untuk memenuhi kebutuhan energi bagi konsumennya, masih terdapat lapangan-lapangan gas yang hingga saat ini masih dibakar atau lebih dikenal sebagai gas suar bakar (*gas flare*). Kondisi ini dapat disebabkan oleh volume gas yang relatif kecil dan lokasinya menyebar serta jauh dari infrastruktur pipa transmisi atau distribusi.

Pada Tabel 4.11, terlihat bahwa beberapa lapangan, gas masih dibakar, baik karena belum adanya konsumen, sebagai *safety/venting* gas maupun akibat kandungan CO<sub>2</sub> terlalu besar yang pemanfaatannya kurang ekonomis. Sebagian besar lapangan gas suar bakar volumenya dibawah 1 MMSCFD dan hanya terdapat 3 (tiga) lapangan yang volumenya diatas 1 MMSCFD, diantaranya yaitu Cemara Barat (1,44 MMSCFD), Tugu Barat-C (2,49 MMSCFD) dan Tambun (7,79 MMSCFD). Komposisi gas suar bakar lapangan Cemara Barat dapat terlihat pada Tabel 4.12. Nilai GHV adalah 1285 MMBTU.

Tabel 4.11 Potensi Gas Suar Bakar Jawa Barat

| Struktur                   | PRODUKSI     |               |               | TOTAL<br>(A + B) | FLARE<br>(1) |
|----------------------------|--------------|---------------|---------------|------------------|--------------|
|                            | ASSO         | NON ASSO      | TOT<br>(A)    |                  |              |
| <b>AREA OPERASI TIMUR</b>  |              |               |               |                  |              |
| <b>JATIBARANG / BONGAS</b> |              |               |               |                  |              |
| Jatibarang                 | 5,55         | 6,97          | 12,52         | 22,15            | 0,37         |
| Randegan                   | 0,11         | 2,07          | 2,18          | 2,18             | 0,12         |
| Sindang                    | 0,18         | 2,43          | 2,61          | 2,61             | 0,44         |
| Sindang Blok Turun         | -            | 2,82          | 2,82          | 2,82             | -            |
| Waled Utara                | -            | 1,16          | 1,16          | 1,16             | -            |
| <b>JML</b>                 | <b>5,84</b>  | <b>15,45</b>  | <b>21,29</b>  | <b>30,92</b>     | <b>0,93</b>  |
| <b>CEMARA</b>              |              |               |               |                  |              |
| Cemara Selatan             | 2,02         | 3,92          | 5,94          | 7,03             | -            |
| Cemara Barat               | 2,94         | 0,73          | 3,67          | 8,43             | 1,44         |
| Cemara Timur               | 2,16         | 2,18          | 4,34          | 6,07             | -            |
| Tugu Barat - A             | 2,42         | 1,39          | 3,81          | 3,81             | 0,03         |
| Tugu Barat - C             | 2,49         | -             | 2,49          | 2,49             | 2,49         |
| Pasircatang                | -            | -             | -             | -                | -            |
| Gantar                     | 0,33         | 8,15          | 8,48          | 8,48             | 0,34         |
| Malendong                  | 0            | 4,71          | 4,71          | 4,71             | 0,5          |
| Kandanghaur Timur          | 0,18         | 0,12          | 0,3           | 0,75             | 0,63         |
| KRB                        | 0,98         | -             | 0,98          | 0,98             | -            |
| Sukatani                   | -            | -             | -             | -                | -            |
| Haurgeulis                 | -            | -             | -             | -                | -            |
| <b>JML</b>                 | <b>13,52</b> | <b>21,2</b>   | <b>34,72</b>  | <b>42,75</b>     | <b>5,43</b>  |
| <b>X-RAY</b>               | <b>0,99</b>  | <b>-</b>      | <b>0,99</b>   | <b>0,99</b>      | <b>0,46</b>  |
| <b>TOTAL AOT</b>           | <b>20,35</b> | <b>36,65</b>  | <b>57,00</b>  | <b>74,66</b>     | <b>6,82</b>  |
| <b>AREA OPERASI BARAT</b>  |              |               |               |                  |              |
| Pegaden                    | -            | 6,33          | 6,33          | 6,33             | 0,62         |
| Subang                     | -            | 177,82        | 177,82        | 177,82           | -            |
| Tanjungsari                | -            | 8,18          | 8,18          | 8,18             | -            |
| Sindangsari                | -            | 1,25          | 1,25          | 1,25             | -            |
| Pasirjadi                  | -            | 43,71         | 43,71         | 43,71            | -            |
| Tunggul Maung              | -            | -             | -             | -                | -            |
| Cilamaya Utara/Timur       | -            | 15,80         | 15,80         | 15,80            | -            |
| Bojongraong                | -            | 1,48          | 1,48          | 1,48             | -            |
| SKD                        | 0,76         | -             | 0,76          | 0,76             | 0,76         |
| Pamanukan                  | -            | 0,54          | 0,54          | 0,54             | -            |
| Parigi                     | -            | 143,75        | 143,75        | 143,75           | -            |
| Rengas Dengklok - L        | 0,75         | -             | 0,75          | 0,75             | 0,73         |
| Cicauh                     | -            | 20,46         | 20,46         | 20,46            | -            |
| Tambun                     | 16,92        | -             | 16,92         | 16,92            | 7,79         |
| TKP                        | -            | -             | -             | -                | -            |
| Pondok tengah              | -            | -             | -             | -                | -            |
| CJT                        | -            | -             | -             | -                | -            |
| MB UNIT                    | 0,33         | -             | 0,33          | 0,33             | -            |
| Jatinegara                 | -            | -             | -             | -                | -            |
| <b>TOTAL AOB</b>           | <b>18,76</b> | <b>419,32</b> | <b>438,08</b> | <b>438,08</b>    | <b>9,90</b>  |
| <b>TOTAL JBB</b>           | <b>39,11</b> | <b>455,97</b> | <b>495,08</b> | <b>512,74</b>    | <b>16,72</b> |

(PERTAMINA EP, 2008)

Tabel 4.12 Komposisi Gas Suar Lapangan Cemara Barat

| Komponen                         | % Mol |
|----------------------------------|-------|
| N <sub>2</sub>                   | 6,06  |
| CO <sub>2</sub>                  | 2,45  |
| CH <sub>4</sub>                  | 68,54 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>    | 5,59  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>    | 9,55  |
| i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 1,66  |
| n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,88  |
| i-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,98  |
| n-C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,87  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>   | 1,42  |

(PT PERTAMINA, 2008)

BPH Migas telah memproyeksikan kebutuhan gas bumi dari propinsi Jawa Barat seperti yang terlihat pada Tabel 4.13 Pada tahun 2014 diperkirakan kebutuhan total mencapai 1648 MMSCFD dengan komposisi *committed demand* sebesar 1338 MMSCFD dan *potential demand* yang terdiri dari gas industri, gas transportasi dan gas rumah tangga sebesar 310 MMSCFD. Sedangkan *uncommitted demand* sebesar 2593 MMSCFD.

Tabel 4.13 Perkiraan Kebutuhan Gas Bumi Propinsi Jawa Barat

*MMSCFD @ 1000 BTU/SCF*

| URAIAN                           | 2006         | 2007         | 2008         | 2009         | 2010         | 2011         | 2012         | 2013         | 2014         | 2015         | 2016         | 2017         | 2018         |
|----------------------------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| <b>I. COMMITTED DEMAND</b>       |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| 1 PERTAMINA                      | 345          | 252          | 256          | 202          | 201          | 200          | 175          | 150          | 56           | 32           | 32           | 10           | 10           |
| 2 PGN                            | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          | 168          |
| 3 PLN M. Karang                  | -            | 153          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          | 190          |
| 4 PLN T. Priok                   | -            | 145          | 185          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          | 225          |
| 5 PLN M. Tawar                   | -            | 150          | 177          | 235          | 283          | 283          | 283          | 283          | 283          | 283          | 283          | 283          | 283          |
| 6 PLN Cilegon                    | -            | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           | 80           |
| 7 Adjacent LNG                   | -            | 25           | 74           | 74           | 148          | 296          | 296          | 296          | 296          | 296          | 296          | 296          | 296          |
| 8 PT. Asahimas                   | -            | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           | 40           |
| <b>TOTAL (I)</b>                 | <b>513</b>   | <b>1.013</b> | <b>1.170</b> | <b>1.214</b> | <b>1.335</b> | <b>1.482</b> | <b>1.457</b> | <b>1.432</b> | <b>1.338</b> | <b>1.314</b> | <b>1.314</b> | <b>1.292</b> | <b>1.292</b> |
| <b>II. UNCOMMITTED DEMAND</b>    |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| 1 PERTAMINA                      | 939          | 1.093        | 1.345        | 1.271        | 1.272        | 1.348        | 1.377        | 1.434        | 1.444        | 1.526        | 1.516        | 1.416        | 1.428        |
| 2 PGN                            | 760          | 791          | 822          | 855          | 890          | 925          | 962          | 1.001        | 1.041        | 1.082        | 1.125        | 1.171        | 1.217        |
| 3 Pupuk Kujang Ext 1 (BP)        | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | 60           | -            |
| 4 Pupuk Kujang 1B (BP)           | -            | -            | -            | 48           | 48           | 48           | 48           | 48           | 48           | 48           | 48           | 48           | -            |
| <b>TOTAL (II)</b>                | <b>1.759</b> | <b>1.944</b> | <b>2.227</b> | <b>2.234</b> | <b>2.270</b> | <b>2.381</b> | <b>2.447</b> | <b>2.543</b> | <b>2.593</b> | <b>2.716</b> | <b>2.749</b> | <b>2.695</b> | <b>2.645</b> |
| <b>III. POTENTIAL DEMAND</b>     |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |              |
| 1 Potensi Pasar Gas Industri     | 171          | 179          | 188          | 197          | 206          | 216          | 226          | 237          | 248          | 260          | 273          | 286          | 300          |
| 2 Potensi Pasar Gas Transportasi | 1            | 2            | 3            | 4            | 4            | 5            | 6            | 8            | 9            | 10           | 12           | 13           | 15           |
| 3 Potensi Pasar Gas R. Tangga    | 38           | 39           | 41           | 43           | 45           | 47           | 49           | 51           | 53           | 56           | 58           | 61           | 63           |
| <b>TOTAL (III)</b>               | <b>210</b>   | <b>221</b>   | <b>232</b>   | <b>243</b>   | <b>255</b>   | <b>268</b>   | <b>281</b>   | <b>296</b>   | <b>310</b>   | <b>326</b>   | <b>343</b>   | <b>360</b>   | <b>378</b>   |
| <b>TOTAL KEBUTUHAN</b>           | <b>723</b>   | <b>1.234</b> | <b>1.402</b> | <b>1.457</b> | <b>1.590</b> | <b>1.750</b> | <b>1.738</b> | <b>1.728</b> | <b>1.648</b> | <b>1.640</b> | <b>1.657</b> | <b>1.652</b> | <b>1.670</b> |

(BPH Migas, 2008)

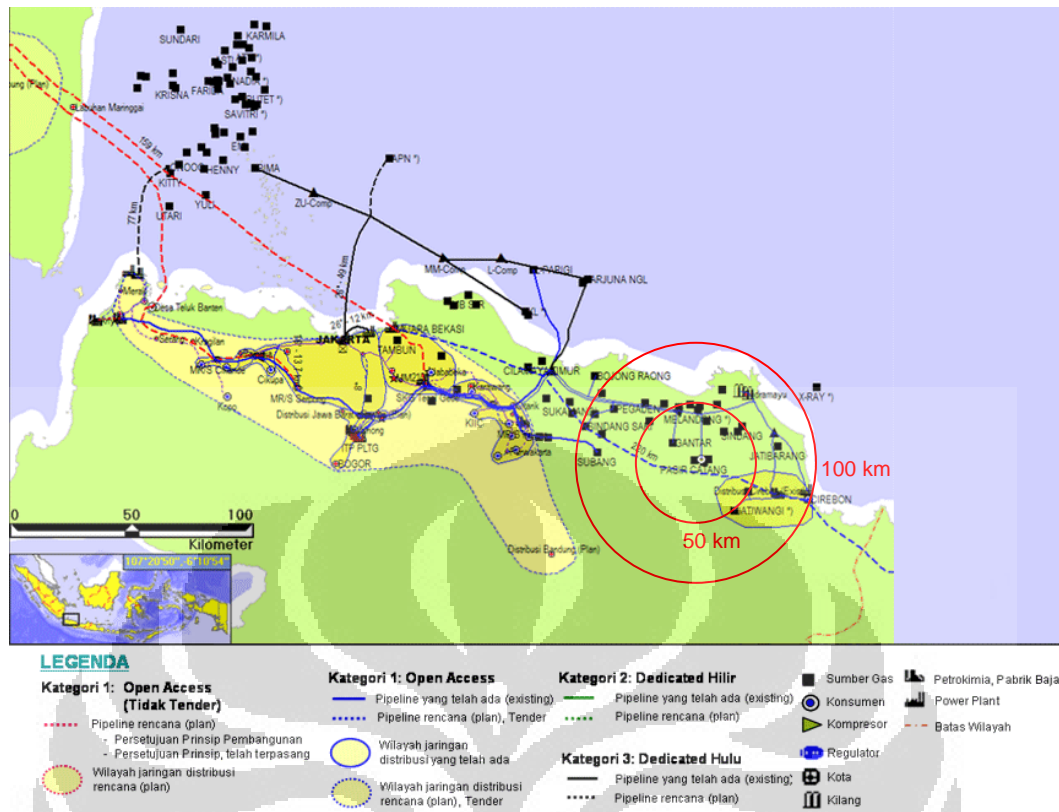
Tabel 4.12 Merupakan komposisi gas suar bakar Lapangan Semoga dalam kondisi *dry gas*. Untuk mengetahui kandungan air yang larut secara jenuh pada kondisi *wet gas*, digunakan fungsi *saturate link* pada simulasi HYSYS. Dan didapatkan hasil pada Tabel 4.14 sebagai berikut dengan laju aliran sebesar 1,48 MMSCFD.

Tabel 4.14 Komposisi *Wet Gas* Lapangan Cemara Barat

| Komponen                        | % Mol |
|---------------------------------|-------|
| N <sub>2</sub>                  | 5,90  |
| CO <sub>2</sub>                 | 2,38  |
| CH <sub>4</sub>                 | 66,70 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 5,44  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 9,29  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 1,62  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,80  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,95  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,85  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 1,38  |
| H <sub>2</sub> O                | 2,68  |

Pada Gambar 4.8 yang menunjukkan peta wilayah jalur pipa Propinsi Jawa Barat, jarak terdekat sumber gas suar bakar terhadap jalur pipa distribusi yang sudah ada sekitar 40 km. Terdapat jalur pipa yang lebih dekat tetapi merupakan jalur pipa LPG milik KHT-LPG SDK Tugu Barat. Sedangkan untuk mendekati konsumen terdekat yaitu di kawasan Cirebon, maka dibutuhkan jalur pipa baru sepanjang 60 km, apabila akan dibangun jalur distribusi langsung.





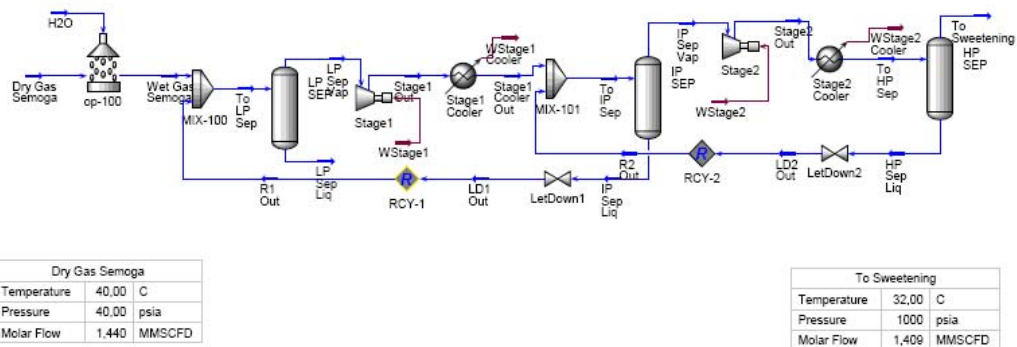
Gambar 4.8 Peta Jalur Distribusi dan Konsumen Sekitar Lapangan Cemara Barat

#### 4.4.2 Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Cemara Barat

##### Proses Kompresi

Asumsi tekanan awal gas suar bakar Lapangan Cemara Barat yaitu sebesar 40 psia masih jauh dari tekanan yang diharapkan untuk proses selanjutnya. Oleh karena itu dilakukan proses kompresi bertahap hingga mencapai tekanan 1000 psia. Tekanan ini yang akan digunakan pada proses *gas sweetening*.

Setelah dikompresi 2 tahap dan melewati cooler dan scrubber maka kondisi akhir gas adalah tekanan 1000 psia, temperatur 32 °C, dan laju alir sebesar 1,409 MMSCFD. Diagram alir proses kompresi dapat dilihat pada Gambar 4.9 dan spesifikasi kompresor yang digunakan pada Tabel 4.15.



Gambar 4.9 Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Cemara Barat

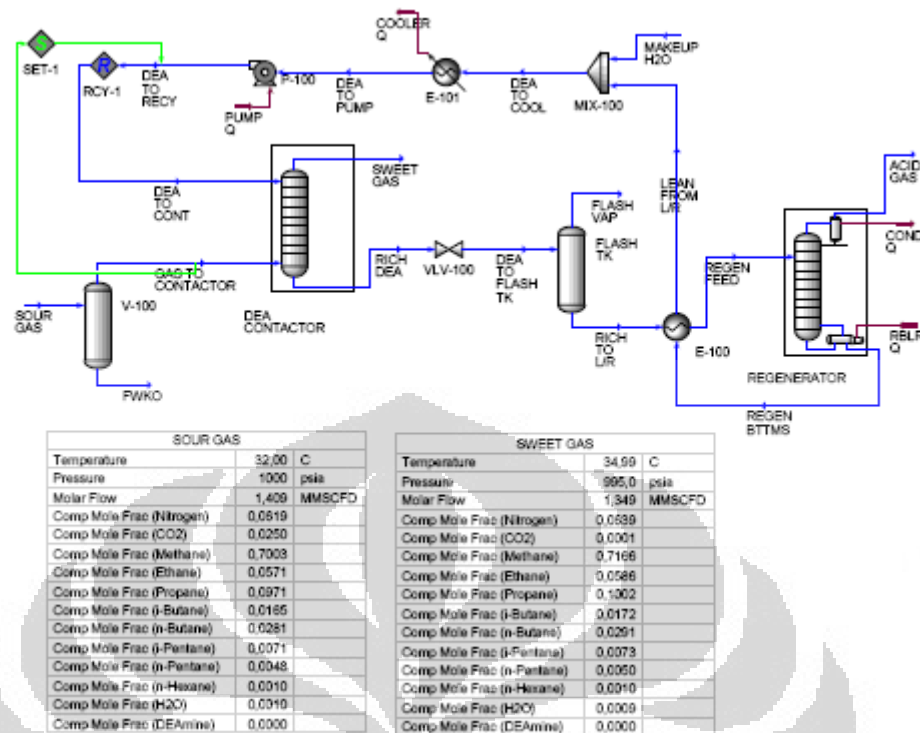
Tabel 4.15 Spesikasi Kompresor Pada Lapangan Cemara Barat

| Spesifikasi             | Kompresor Stage 1    | Kompresor Stage 2    |
|-------------------------|----------------------|----------------------|
| Jenis                   | <i>Reciprocating</i> | <i>Reciprocating</i> |
| Polytropic Head (m)     | 15441,11             | 16023,25             |
| Adiabatic Head (m)      | 14902,97             | 15417,09             |
| Efisiensi adiabatic (%) | 75                   | 75                   |
| Efisiensi politropik    | 77,71                | 77,94                |
| Duty (hp)               | 170,67               | 194,34               |
| Rasio kompresi          | 5                    | 5                    |

### Proses Gas Sweetening

Kandungan awal gas CO<sub>2</sub> pada gas suar bakar Lapangan Semoga adalah sebesar 2,45% fraksi mol. Agar tidak mengganggu proses selanjutnya, kandungan CO<sub>2</sub> harus diturunkan hingga menjadi 50 ppmv. Proses yang digunakan adalah dengan menggunakan larutan DEA.

Gambar 4.10 Berikut adalah skema proses simulasi HYSYS untuk proses *gas sweetening*.



Gambar 4.10 Diagram Alir Proses Gas Sweetening Lapangan Cemara Barat

### Proses Fraksionasi

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan *lean gas* yang terdiri dari komponen ringan (metana dan etana) dari komponen yang lebih berat, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG yang terdiri dari propane dan butana dari komponen yang lebih berat ( $C_{5+}$ ).

Diagram alir proses fraksionasi dan komposisi akhir produk dapat dilihat pada Tabel 4.16 berikut.

Tabel 4.16 Komposisi Gas Hasil Fraksinasi Lapangan Cemara Barat

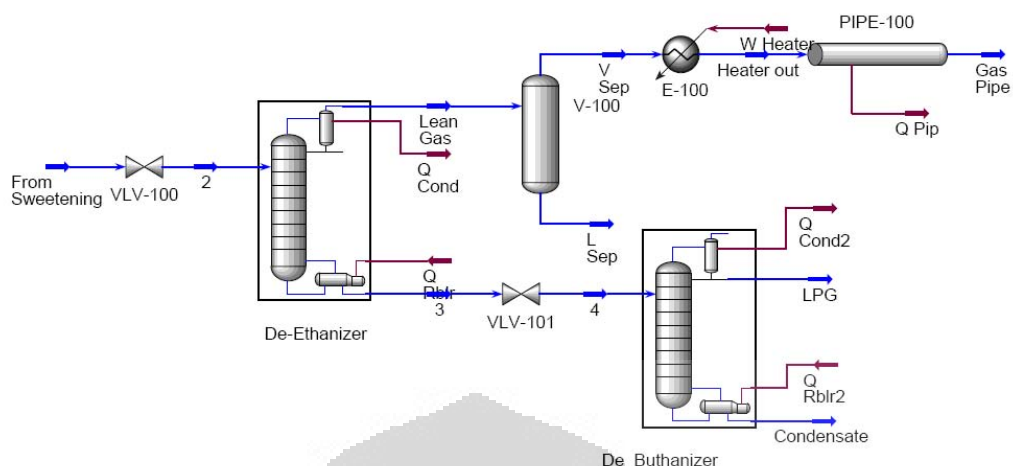
| Parameter                       | Feed Gas | Lean Gas | LPG   | Condensate |
|---------------------------------|----------|----------|-------|------------|
| Tekanan (psia)                  | 995      | 377,1    | 71,07 | 78,32      |
| Temperatur (°C)                 | 34,99    | -44,0    | 13,9  | 90,0       |
| Flow Rate<br>MMSCFD             | 1,349    | 1,18     | 0,15  |            |
| Barrel/day                      |          |          |       | 16,52      |
| Ton/day                         |          |          | 8,94  | 1,65       |
| Komposisi (% mol)               |          |          |       |            |
| N <sub>2</sub>                  | 6,39     | 7,31     | 0,00  | 0,00       |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01     | 0,02     | 0,00  | 0,00       |
| CH <sub>4</sub>                 | 71,66    | 81,93    | 0,00  | 0,00       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 5,86     | 6,70     | 0,00  | 0,00       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 10,02    | 3,95     | 59,04 | 0,00       |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 1,72     | 0,00     | 15,44 | 0,05       |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,91     | 0,00     | 25,50 | 5,43       |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,73     | 0,00     | 0,01  | 51,96      |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,50     | 0,00     | 0,00  | 35,17      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,09     | 0,10     | 0,00  | 0,00       |
| H <sub>2</sub> O                | 0,10     | 0,00     | 0,00  | 7,39       |

#### 4.4.3 Aplikasi Teknologi Jalur Pipa di Lapangan Cemara Barat

Peta wilayah jalur pipa Propinsi Jawa Barat, menunjukkan jarak terdekat sumber gas suar bakar terhadap jalur pipa distribusi yang sudah ada sekitar 40 km. Maka untuk aplikasi penggunaan teknologi jalur pipa akan dibangun pipa baru sepanjang 40 km menuju jalur pipa terdekat.

Sebelum dialirkan *lean gas* dilewatkan *cold separator* (V-100) untuk memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari H<sub>2</sub>O. Kemudian dilewatkan *heater* (E-100) untuk meningkatkan temperaturnya hingga 30 °C. Setelah itu *lean gas* akan dialirkan melalui pipa sepanjang 40 km.

Dari hasil simulasi HYSYS yang menggunakan persamaan Beggs and Brill (1979) didapat hasil penurunan tekanan menjadi 340,9 psia dengan menggunakan pipa *mild steel* berdiameter 4 in *schedule* 40. Skema proses fraksinasi dan jalur pipa dapat dilihat pada Gambar 4.11 berikut.



Gambar 4.11 Diagram Alir Proses Fraksionasi Dan Pipa Gas Lapangan Cemara Barat

Tabel 4.17 Komposisi Gas Pipa Lapangan Cemara Barat

| Parameter                         | Gas Pipa |
|-----------------------------------|----------|
| Tekanan (psia)                    | 340,9    |
| Temperatur ( $^{\circ}\text{C}$ ) | 27       |
| Flow Rate (MMSCFD)                | 1,179    |
| GHV (MMBTU)                       | 1046     |
| Komposisi (% mol)                 |          |
| $\text{N}_2$                      | 7,31     |
| $\text{CO}_2$                     | 0,02     |
| $\text{CH}_4$                     | 82,01    |
| $\text{C}_2\text{H}_6$            | 6,71     |
| $\text{C}_3\text{H}_8$            | 3,95     |
| $\text{iC}_4\text{H}_{10}$        | 0,00     |
| $\text{nC}_4\text{H}_{10}$        | 0,00     |
| $\text{iC}_5\text{H}_{12}$        | 0,00     |
| $\text{nC}_5\text{H}_{12}$        | 0,00     |
| $\text{C}_6\text{H}_{14}$         | 0,00     |
| $\text{H}_2\text{O}$              | 0,00     |

#### 4.4.4 Aplikasi Teknologi CNG di Lapangan Cemara Barat

Dalam aplikasi teknologi CNG, *lean gas* harus ditingkatkan tekanannya hingga mencapai tekanan yang diharapkan untuk kondisi produk CNG yaitu sebesar 2865 psia. Lean gas dialirkan melalui *cold separator* (V-100) untuk

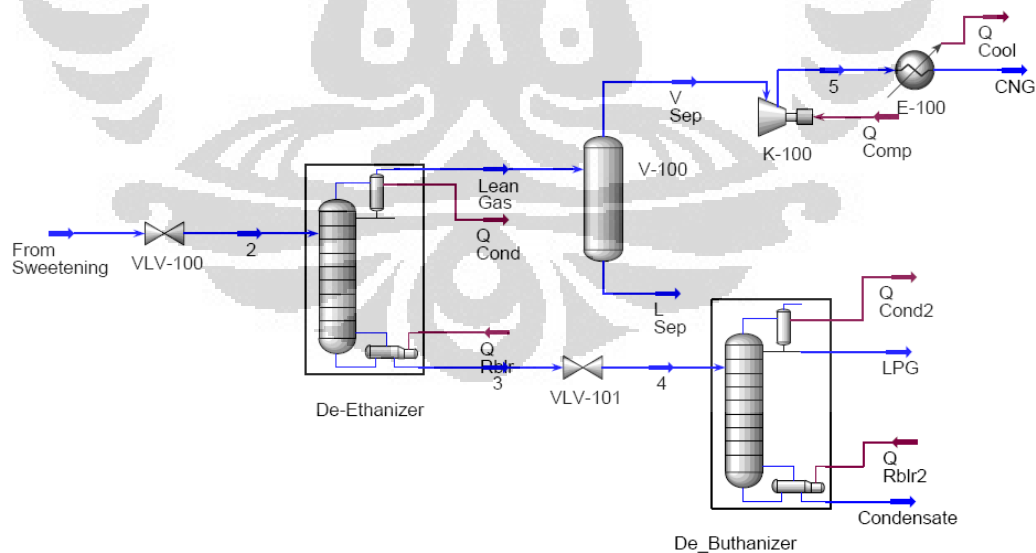
memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari  $H_2O$ , kemudian ditingkatkan tekanannya dengan menggunakan kompresor (K-100) dari tekanan 377 psia menjadi 2865 psia. Selanjutnya gas diturunkan temperaturnya hingga  $2\text{ }^{\circ}\text{C}$  dengan menggunakan cooler (E-100).

Detil spesifikasi kompresor yang digunakan bisa dilihat dari Tabel 4.18.

Tabel 4.18 Spesifikasi Kompresor Proses CNG Lapangan Semoga

| Spesifikasi             | Kompresor K-100      |
|-------------------------|----------------------|
| Jenis                   | <i>Reciprocating</i> |
| Polytropic Head (m)     | 24351,73             |
| Adiabatic Head (m)      | 23041,52             |
| Efisiensi adiabatik (%) | 75                   |
| Efisiensi politropik    | 79,26                |
| Duty (hp)               | 125,0                |
| Rasio kompresi          | 7,60                 |

Skema diagram alir proses fraksinasi dan kompresi CNG dapat dilihat pada Gambar 4.12.



Gambar 4.12 Diagram Alir Proses Fraksinasi dan Kompresi CNG Lapangan Cemara Barat

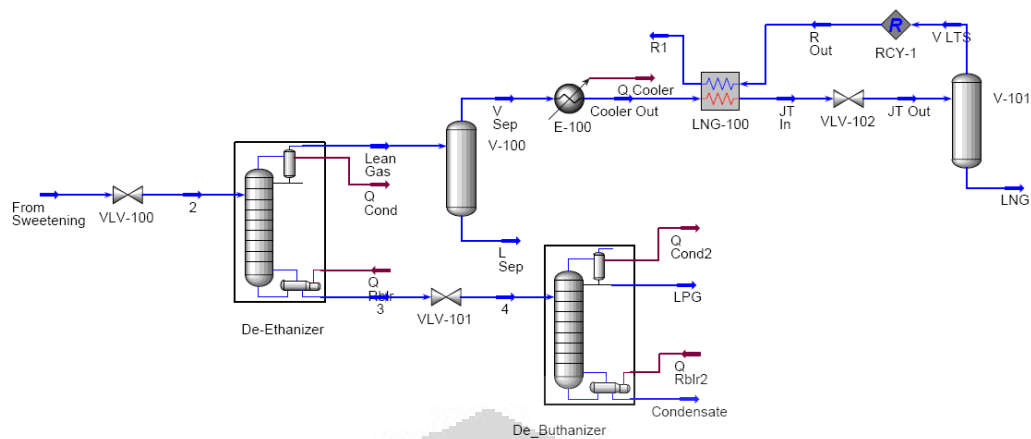
Tabel 4.19 Komposisi Produk CNG Lapangan Cemara Barat

| Parameter                       | CNG   |
|---------------------------------|-------|
| Tekanan (psia)                  | 2865  |
| Temperatur (°C)                 | 2     |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 1,179 |
| GHV (MMBTU)                     | 1046  |
| Komposisi (% mol)               |       |
| N <sub>2</sub>                  | 7,31  |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,02  |
| CH <sub>4</sub>                 | 82,01 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 6,71  |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 3,95  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00  |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00  |

#### 4.4.5 Aplikasi Teknologi *Small Scale* LNG di Lapangan Cemara Barat

Dalam aplikasi teknologi LNG, *lean gas* yang sudah memiliki temperatur rendah, yaitu sebesar -38 °C, kembali didinginkan hingga -120 °C dengan menggunakan *cooler* (E-100). Kemudian dilewatkan LNG *heat exchanger* (LNG-100) sehingga temperaturnya menjadi -125,8 °C. Selanjutnya *lean gas* diturunkan tekanannya dengan menggunakan valve menjadi 14,7 psi sehingga temperaturnya pun juga turun menjadi -162,9 °C. *Lean gas* kemudian dilalui LTS separator untuk memisahkan fasa cair dan fasa gasnya. Fasa gas kemudian menjadi medium pendingin pada LNG *heat exchanger*.

LNG yang dihasilkan sebesar 0,8223 MMSCFD. Komposisi gas LNG bisa dilihat pada Tabel 4.13 berikut. Diagram alir proses fraksinasi dan pembentukan LNG dapat dilihat pada gambar 4.13.



Gambar 4.13 Diagram alir Proses Fraksinasi dan Pencairan LNG Lapangan Cemara Barat

Tabel 4.20 Komposisi Produk LNG Lapangan Cemara barat

| Parameter                       | LNG    |
|---------------------------------|--------|
| Tekanan (psia)                  | 14.7   |
| Temperatur (°C)                 | -162,9 |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 0,8223 |
| GHV (MMBTU)                     | 1160   |
| Komposisi (%mol)                |        |
| N <sub>2</sub>                  | 0,74   |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,02   |
| CH <sub>4</sub>                 | 83,96  |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 9,61   |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 5,66   |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00   |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00   |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00   |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00   |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00   |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00   |

## 4.5 LAPANGAN TAMBUN

### 4.5.1 Karakteristik Lapangan Tambun

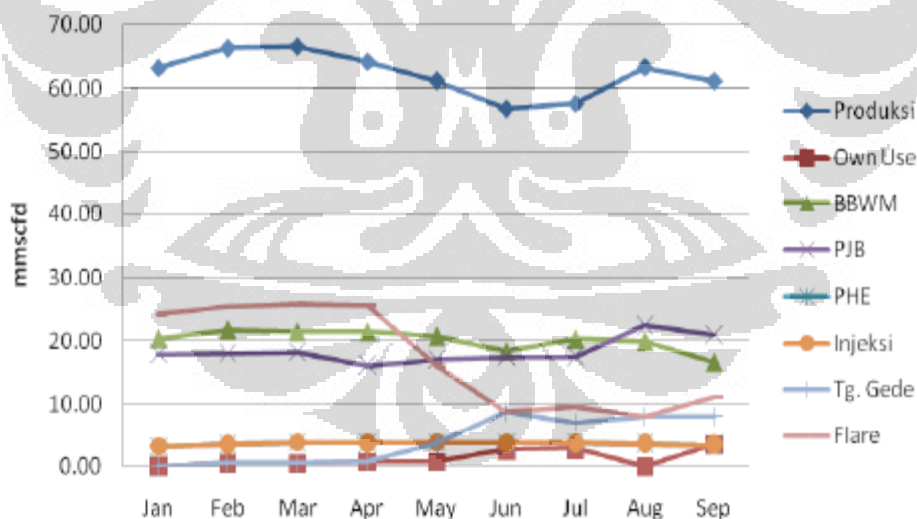
Lapangan Tambun merupakan bagian dari wilayah kerja Pertamina Hulu Cirebon. Lapangan Tambun terletak sekitar 40 km sebelah Timur Jakarta. Lapangan Tambun mulai memproduksi minyak pada tahun 2003 dengan volume



produksi mencapai 4000 barrel/hari sedangkan gas associated yang dihasilkan sebesar 6 – 7 MMSCFD. Pada tahun 2006, jumlah gas associated meningkat menjadi 12 – 15 MMSCFD seiring dengan meningkatnya produksi minyak bumi yang mencapai 8000 barrel/hari.

Pada tahun 2008 Stasiun Pengumpul Minyak Tambun memproduksi minyak bumi sekitar 15.000 barrel per hari dan gas yang dihasilkan sekitar 40 MMSCFD. Minyak bumi yang diproduksi dikirim ke kilang pengolahan minyak bumi di Balongan, Indramayu sedangkan gas bumi yang merupakan hasil pemisahan minyak bumi (*gas associated*) sebagian dari gas tersebut sudah dimanfaatkan PT Odira Energy Persada untuk memproduksi LPG, kondensat, dan *lean gas*, sebagian lagi masih dibakar dan direncanakan akan dikirim ke PLN Muara Tawar. Gambar 4.14 memperlihatkan profil produksi gas suar bakar dari Lapangan Tambun.

Gas yang diproduksi oleh PT Pertamina EP Field Tambun merupakan *associated gas* dari minyak yang diproduksi. Adapun *gas balance* PT Pertamina EP Field Tambun selama tahun 2010 adalah sebagai berikut :



Gambar 4.14. Produksi Gas Lapangan Tambun

Sumber : Pertamina EP Field Tambun

Gas yang akan dimanfaatkan untuk kebutuhan industri sekitar adalah gas suar bakar yang berasal dari cluster-B Lapangan Tambun sebesar 4,8 MMSCFD

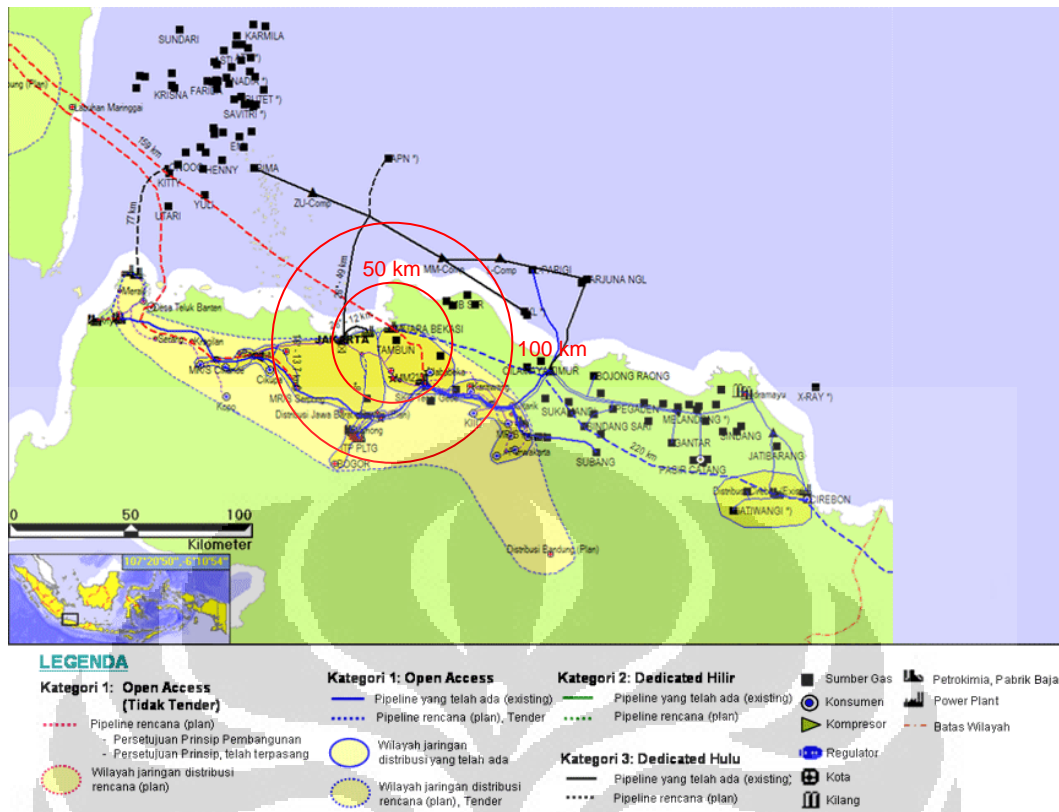
dengan tekanan 40 psia. Komposisi gas ditunjukkan pada Tabel 4.21. Nilai GHV adalah 1431 MMBTU.

Tabel 4.21 Komposisi Gas Suar Lapangan Tambun

| <b>Komponen</b>                 | <b>% Mol</b> |
|---------------------------------|--------------|
| N <sub>2</sub>                  | 0,3509       |
| CO <sub>2</sub>                 | 2,3196       |
| CH <sub>4</sub>                 | 66,8971      |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 10,9383      |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 10,5905      |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,4083       |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 3,0168       |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,8789       |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,3347       |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,8396       |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,5551       |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,1742       |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,0095       |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,0011       |
| C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> | 0,0005       |
| C <sub>12</sub> H <sub>26</sub> | 0,0002       |

(PT PERTAMINA, 2009)

Dari peta jalur pipa di sekitar Lapangan Tambun yang terdapat pada Gambar 4.15 terlihat bahwa jarak konsumen terdekat adalah 20 km dan jarak pipa terdekat adalah 30 km. Jadi jarak yang akan digunakan sebagai acuan adalah 20 km.



Gambar 4.15 Peta Konsumen Dan Jalur Pipa Sekitar Lapangan Tambun

#### 4.5.2 Perlakuan Awal Gas Flare Pada Lapangan Tambun

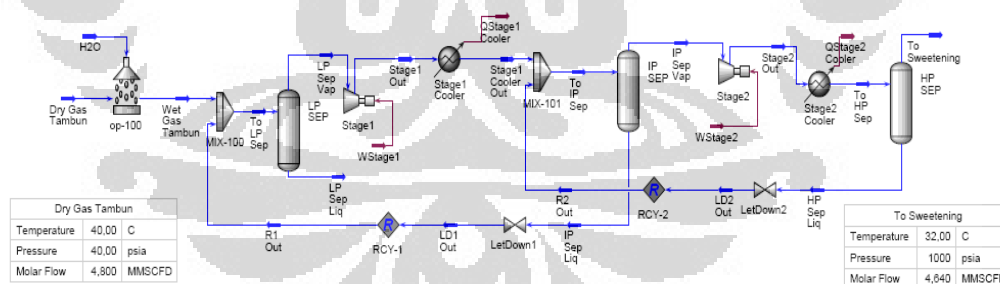
Tabel 4.21 Merupakan komposisi gas suar bakar Lapangan Tambun dalam kondisi *dry gas*. Untuk mengetahui kandungan air yang larut secara jenuh pada kondisi *wet gas*, digunakan fungsi *saturate link* pada simulasi HYSYS. Dan didapatkan hasil pada Tabel 4.22 sebagai berikut dengan laju aliran sebesar 4,932 MMSCFD.

Tabel 4.22 Komposisi *Wet Gas* Lapangan Tambun

| Komponen                        | % Mol   |
|---------------------------------|---------|
| N <sub>2</sub>                  | 0,3415  |
| CO <sub>2</sub>                 | 2,2576  |
| CH <sub>4</sub>                 | 65,1087 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 10,6459 |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 10,3074 |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,3439  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,9362  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,9921  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,8554  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,8172  |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,5403  |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,1695  |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,0092  |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,0018  |
| H <sub>2</sub> O                | 2,6733  |

### Proses Kompresi

Tekanan awal gas suar bakar Lapangan Tambun yaitu sebesar 40 psia masih jauh dari tekanan yang diharapkan untuk proses selanjutnya. Oleh karena itu dilakukan proses kompresi bertahap hingga mencapai tekanan 1000 psia. Tekanan ini yang akan digunakan pada proses *gas sweetening*.



Gambar 4.16 Diagram Alir Proses Kompresi Lapangan Tambun

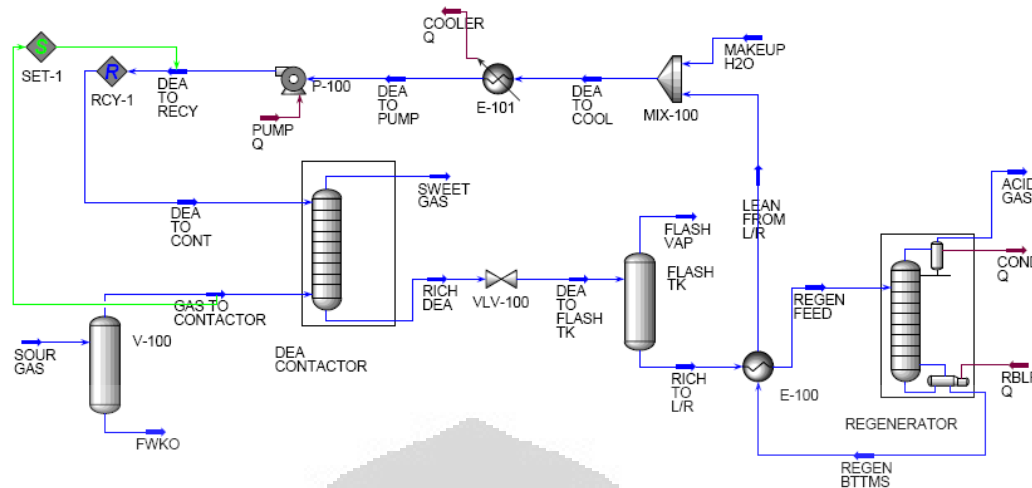
Tabel 4.23 Spesifikasi Kompresor Pada Lapangan Tambun

| <b>Spesifikasi</b>      | <b>Kompresor Stage 1</b> | <b>Kompresor Stage 2</b> |
|-------------------------|--------------------------|--------------------------|
| Jenis                   | <i>Reciprocating</i>     | <i>Reciprocating</i>     |
| Polytropic Head (m)     | 14877,4                  | 14935,0                  |
| Adiabatic Head (m )     | 14367,7                  | 14363,6                  |
| Efisiensi adiabatik (%) | 75                       | 75                       |
| Efisiensi politropik    | 77,66                    | 77,98                    |
| Duty (hp)               | 570,67                   | 681,22                   |
| Rasio kompresi          | 5                        | 5                        |

### **Proses Gas Sweetening**

Kandungan awal gas CO<sub>2</sub> pada gas suar bakar Lapangan Tambun adalah sebesar 2,3196% fraksi mol. Agar tidak mengganggu proses selanjutnya, kandungan CO<sub>2</sub> harus diturunkan hingga menjadi 100 ppmv. Proses yang digunakan adalah dengan menggunakan larutan DEA.

Gambar 4.17 berikut adalah skema proses simulasi HYSYS untuk proses *gas sweetening*.

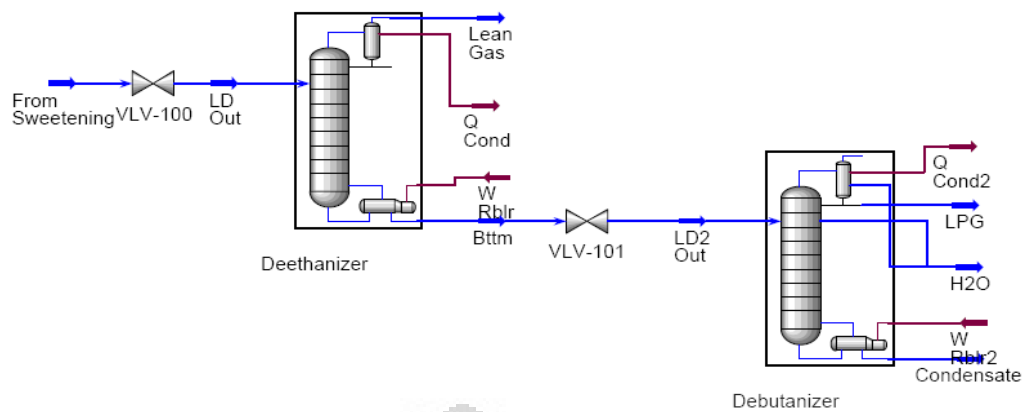


| SOUR GAS                   |        |        | SWEET GAS                  |        |        |
|----------------------------|--------|--------|----------------------------|--------|--------|
| Temperature                | 32,00  | C      | Temperature                | 34,99  | C      |
| Pressure                   | 6895   | kPa    | Pressure                   | 6860   | kPa    |
| Molar Flow                 | 4,659  | MMSCFD | Molar Flow                 | 4,524  | MMSCFD |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  | 0,0036 |        | Comp Mole Frac (Nitrogen)  | 0,0037 |        |
| Comp Mole Frac (CO2)       | 0,0239 |        | Comp Mole Frac (CO2)       | 0,0001 |        |
| Comp Mole Frac (Methane)   | 0,6894 |        | Comp Mole Frac (Methane)   | 0,7056 |        |
| Comp Mole Frac (Ethane)    | 0,1126 |        | Comp Mole Frac (Ethane)    | 0,1154 |        |
| Comp Mole Frac (Propane)   | 0,1086 |        | Comp Mole Frac (Propane)   | 0,1115 |        |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  | 0,0237 |        | Comp Mole Frac (i-Butane)  | 0,0244 |        |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  | 0,0286 |        | Comp Mole Frac (n-Butane)  | 0,0295 |        |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) | 0,0052 |        | Comp Mole Frac (i-Pentane) | 0,0053 |        |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) | 0,0032 |        | Comp Mole Frac (n-Pentane) | 0,0033 |        |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  | 0,0003 |        | Comp Mole Frac (n-Hexane)  | 0,0003 |        |
| Comp Mole Frac (n-Heptane) | 0,0000 |        | Comp Mole Frac (n-Heptane) | 0,0000 |        |
| Comp Mole Frac (n-Octane)  | 0,0000 |        | Comp Mole Frac (n-Octane)  | 0,0000 |        |
| Comp Mole Frac (n-Nonane)  | 0,0000 |        | Comp Mole Frac (n-Nonane)  | 0,0000 |        |
| Comp Mole Frac (n-Decane)  | 0,0000 |        | Comp Mole Frac (n-Decane)  | 0,0000 |        |
| Comp Mole Frac (H2O)       | 0,0009 |        | Comp Mole Frac (H2O)       | 0,0009 |        |
| Comp Mole Frac (DEAmine)   | 0,0000 |        | Comp Mole Frac (DEAmine)   | 0,0000 |        |

Gambar 4.17 Diagram Alir Proses Gas Sweetening Lapangan Tambun

### Proses Fraksionasi

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan Lean Gas yang terdiri dari komponen ringan (metana dan etana) dari komponen yang lebih berat, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG yang terdiri dari propana dan butana dari komponen yang lebih berat (C<sub>5+</sub>).



| From Sweetening |       |        |
|-----------------|-------|--------|
| Temperature     | 34,99 | C      |
| Pressure        | 995,0 | psia   |
| Molar Flow      | 4,524 | MMSCFD |

| Lean Gas    |        |        |
|-------------|--------|--------|
| Temperature | -40,72 | C      |
| Pressure    | 377,1  | psia   |
| Molar Flow  | 3,868  | MMSCFD |

Gambar 4.18 Diagram Alir Proses Fraksionasi Lapangan Tambun

Tabel 4.24 Neraca Masa Unit Fraksionasi Lapangan Tambun

| Parameter                       | Feed Gas | Lean Gas | LPG   | Condensate |
|---------------------------------|----------|----------|-------|------------|
| Tekanan (psia)                  | 995      | 377,1    | 65,27 | 71,07      |
| Temperatur (°C)                 | 34,99    | -40,72   | 37,36 | 99,92      |
| Flow Rate<br>MMSCFD             | 4,52     |          | 0,068 |            |
| Barrel/day                      |          |          |       | 472,36     |
| Ton/day                         |          |          | 4,67  | 48,2       |
| Komposisi (% mol)               |          |          |       |            |
| N <sub>2</sub>                  | 0,37     | 0,43     | 0,00  | 0,00       |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01     | 0,01     | 0,00  | 0,00       |
| CH <sub>4</sub>                 | 70,56    | 82,53    | 0,01  | 0,00       |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 11,54    | 13,47    | 0,16  | 0,00       |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 11,15    | 3,45     | 7,19  | 0,00       |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,44     | 0,00     | 22,27 | 0,01       |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 2,95     | 0,00     | 67,71 | 0,71       |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,53     | 0,00     | 1,81  | 25,56      |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,33     | 0,00     | 0,72  | 37,11      |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,03     | 0,00     | 0,04  | 33,96      |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00     | 0,00     | 0,00  | 2,58       |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00     | 0,00     | 0,00  | 0,07       |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00     | 0,00     | 0,00  | 0,00       |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00     | 0,00     | 0,00  | 0,00       |
| H <sub>2</sub> O                | 0,09     | 0,1      | 0,09  | 0,00       |

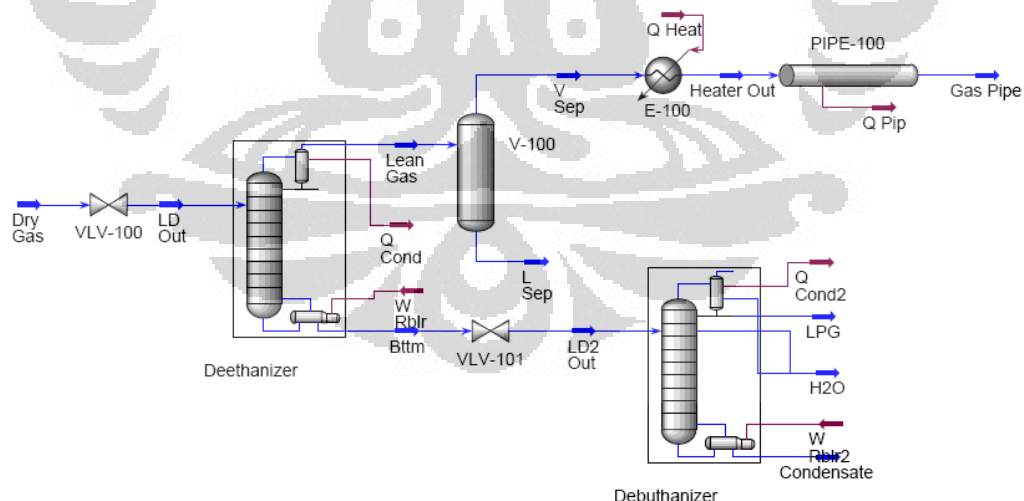
### 4.5.3 Aplikasi Jalur Pipa Pada Lapangan Tambun

Dari Gambar 4.15 ditentukan jarak konsumen dari Lapangan Tambun adalah 20 km. Maka pada alternatif teknologi transportasi jalur pipa, akan dibangun pipa baru sepanjang 20 km. Lean gas yang merupakan hasil dari unit fraksinasi kolom *deethanizer* yang terdiri dari mayoritas metana dan etana, akan dialirkan melalui jalur pipa hingga sampai ke konsumen.

Besar tekanan gas pipa yang diharapkan untuk diterima di konsumen industry adalah sebesar 16 bar atau 232 psia, sehingga tekanan *lean gas* yang sebesar 377 psia sudah cukup. Penurunan tekanan yang terjadi di pipa diasumsikan maksimal sebesar 10%.

Sebelum dialirkan *lean gas* dilewatkan *cold separator* (V-100) untuk memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari H<sub>2</sub>O. Kemudian dilewatkan *heater* (E-100) untuk meningkatkan temperaturnya hingga 30 °C. Setelah itu lean gas akan dialirkan melalui pipa sepanjang 20 km.

Dari hasil simulasi HYSYS yang menggunakan persamaan Beggs and Brill (1979) didapat hasil penurunan tekanan menjadi 355,5 psia dengan menggunakan pipa *mild steel* berdiameter 6 in *schedule 40*. Skema proses fraksinasi dan jalur pipa dapat dilihat pada Gambar 4.19 berikut.



Gambar 4.19 Diagram Alir Proses Fraksinasi Dan Jalur Pipa Lapangan Tambun



Tabel 4.25 Komposisi Gas Pipa Lapangan Tambun

| Parameter                       | Gas Pipa |
|---------------------------------|----------|
| Tekanan (psia)                  | 355,5    |
| Temperatur (°C)                 | 34,99    |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 3,864    |
| GHV (MMBTU)                     | 1159     |
| Komposisi (% mol)               |          |
| N <sub>2</sub>                  | 0,43     |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01     |
| CH <sub>4</sub>                 | 82,61    |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 13,49    |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 3,45     |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00     |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00     |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00     |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00     |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00     |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00     |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00     |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00     |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00     |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00     |

#### 4.5.4 Aplikasi Teknologi Transportasi CNG Pada Lapangan Tambun

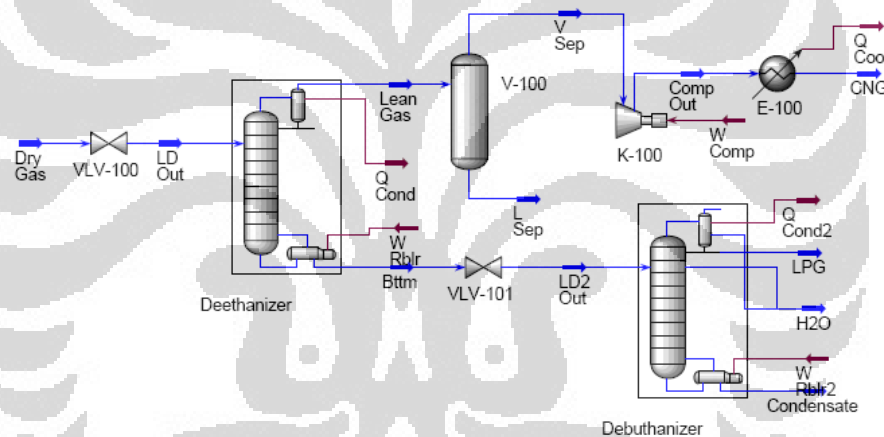
Dalam aplikasi teknologi CNG, *lean gas* harus ditingkatkan tekanannya hingga mencapai tekanan yang diharapkan untuk kondisi CNG yaitu sebesar 2865 psia. Lean gas dialirkan melalui *cold separator* (V-100) untuk memisahkan fasa cairnya yang terdiri dari H<sub>2</sub>O, kemudian ditingkatkan tekanannya dengan menggunakan kompresor (K-100) dari tekanan 377 psia menjadi 2865 psia. Selanjutnya gas diturunkan temperaturnya hingga 18 °C dengan menggunakan cooler (E-100).

Detil spesifikasi kompresor yang digunakan bisa dilihat dari Tabel 4.26

Tabel 4.26 Spesifikasi Kompresor Proses CNG Lapangan Tambun

| Spesifikasi             | Kompresor K-100      |
|-------------------------|----------------------|
| Jenis                   | <i>Reciprocating</i> |
| Polytropic Head (m)     | 23741,19             |
| Adiabatic Head (m)      | 22506,36             |
| Efisiensi adiabatik (%) | 75                   |
| Efisiensi politropik    | 79,12                |
| Duty (hp)               | 399,5                |
| Rasio kompresi          | 7,60                 |

Skema diagram alir proses fraksionasi dan kompresi CNG dapat dilihat pada Gambar 4.20.



Gambar 4.20 Diagram Alir Proses Fraksionasi dan Kompresi CNG Lapangan Tambun

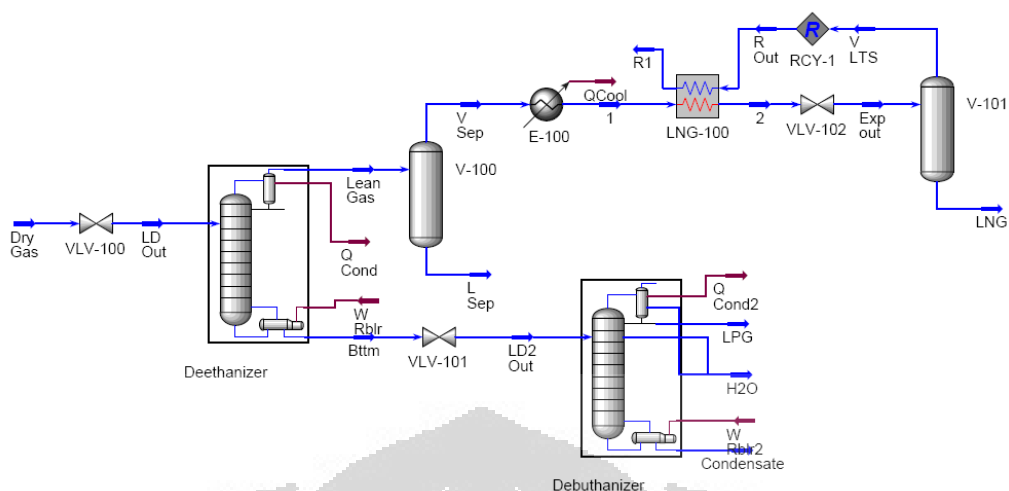
Tabel 4.27 Komposisi Produk CNG Lapangan Tambun

| Parameter                       | CNG   |
|---------------------------------|-------|
| Tekanan (psia)                  | 2865  |
| Temperatur (°C)                 | 18    |
| Flow Rate (MMSCFD)              | 3,864 |
| GHV (MMBTU)                     | 1159  |
| Komposisi (% mol)               |       |
| N <sub>2</sub>                  | 0,43  |
| CO <sub>2</sub>                 | 0,01  |
| CH <sub>4</sub>                 | 82,61 |
| C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>   | 13,49 |
| C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>   | 3,45  |
| iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00  |
| nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub> | 0,00  |
| iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub> | 0,00  |
| C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>  | 0,00  |
| C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>  | 0,00  |
| C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>  | 0,00  |
| C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>  | 0,00  |
| C <sub>10</sub> H <sub>22</sub> | 0,00  |
| H <sub>2</sub> O                | 0,00  |

#### 4.5.5 Aplikasi Teknologi *Small Scale* LNG di Lapangan Cemara Barat

Dalam aplikasi teknologi LNG, *lean gas* yang sudah memiliki temperatur rendah, yaitu sebesar -38 °C, kembali didinginkan hingga -120 °C dengan menggunakan *cooler* (E-100). Kemudian dilewatkan LNG *heat exchanger* (LNG-100) sehingga temperaturnya menjadi -124,7 °C. Selanjutnya *lean gas* diturunkan tekanannya dengan menggunakan valve menjadi 14,7 psi sehingga temperaturnya pun juga turun menjadi -159,0 °C. *Lean gas* kemudian dilalui LTS separator untuk memisahkan fasa cair dan fasa gasnya. Fasa gas kemudian menjadi medium pendingin pada LNG *heat exchanger*.

LNG yang dihasilkan sebesar 2,883 MMSCFD. Komposisi gas LNG bisa dilihat pada Tabel 4.28 berikut. Diagram alir proses fraksinasi dan pembentukan LNG dapat dilihat pada gambar 4.21.



Gambar 4.21 Diagram alir Proses Fraksinasi dan Pencairan LNG Lapangan Tambun

Tabel 4.28 Komposisi Produk LNG Lapangan Tambun

| Parameter                         | LNG    |
|-----------------------------------|--------|
| Tekanan (psia)                    | 14.7   |
| Temperatur ( $^{\circ}\text{C}$ ) | -159,0 |
| Flow Rate (MMSCFD)                | 2,883  |
| GHV (MMBTU)                       | 1216   |
| Komposisi (% mol)                 |        |
| $\text{N}_2$                      | 0,04   |
| $\text{CO}_2$                     | 0,01   |
| $\text{CH}_4$                     | 77,25  |
| $\text{C}_2\text{H}_6$            | 18,06  |
| $\text{C}_3\text{H}_8$            | 4,63   |
| $\text{iC}_4\text{H}_{10}$        | 0,00   |
| $\text{nC}_4\text{H}_{10}$        | 0,00   |
| $\text{iC}_5\text{H}_{12}$        | 0,00   |
| $\text{nC}_5\text{H}_{12}$        | 0,00   |
| $\text{C}_6\text{H}_{14}$         | 0,00   |
| $\text{C}_7\text{H}_{16}$         | 0,00   |
| $\text{C}_8\text{H}_{18}$         | 0,00   |
| $\text{C}_9\text{H}_{20}$         | 0,00   |
| $\text{C}_{10}\text{H}_{22}$      | 0,00   |
| $\text{H}_2\text{O}$              | 0,00   |

#### 4.6 HASIL AKHIR PROSES TEKNOLOGI

Dari ketiga proses teknologi yang diaplikasikan pada ketiga sumber gas suar bakar, komposisi akhir dari gas target yang diharapkan bisa tercapai, terutama komposisi gas metana dan etana. Komposisi gas CO<sub>2</sub> produk adalah 0,01% fraksi mol. Kadar H<sub>2</sub>O setelah proses separasi dari deethanizer adalah 0% sehingga tidak dibutuhkan proses dehidrasi lanjutan.

Tabel 4.29 menunjukkan hubungan antara kondisi input dengan produksi yang dihasilkan dari setiap sumber gas suar bakar dengan ketiga alternatif teknologi transportasinya.

Tabel 4.29 Kapasitas Dan Produk Dari Semua Lapangan

| Lapangan     | Feed Gas (MMSCFD) | Gas Pipa (MMSCFD) | CNG    |        | LNG    |        | LPG (ton/d) | Condensate (bare/d) |
|--------------|-------------------|-------------------|--------|--------|--------|--------|-------------|---------------------|
|              |                   |                   | MMSCFD | ton/d  | MMSCFD | ton/d  |             |                     |
| Semoga       | 7,7               | 7,187             | 7,187  | 155,36 | 5,319  | 118,75 | 46,19       | 8,99                |
| Cemara Barat | 1,44              | 1,179             | 1,179  | 27,73  | 0,822  | 18,75  | 8,94        | 16,52               |
| Tambun       | 4,8               | 3,864             | 3,864  | 87,57  | 2,883  | 66,53  | 4,67        | 472,36              |

## BAB 5

### KEEKONOMIAN TEKNOLOGI TRANSPORTASI

Pada bab ini akan dijelaskan studi kelayakan ekonomi dari masing-masing teknologi transportasi sehingga bisa ditentukan teknologi yang paling menguntungkan dari sisi ekonomi.

#### 5.1 ASUMSI ANALISA KEEKONOMIAN

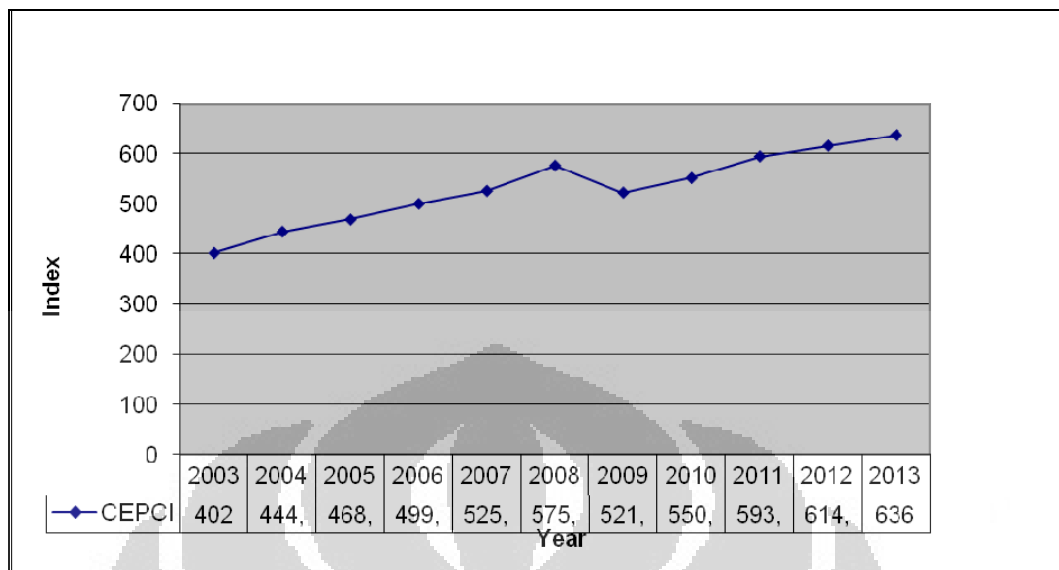
Pada penelitian ini akan dikaji keekonomiannya masing-masing teknologi transportasi dengan skenario tanpa pinjaman. Hal ini dilakukan untuk memudahkan penghitungan arus kas. Pembangunan *plant* direncanakan pada tahun 2013 dan berlangsung selama 1 tahun.

Penentuan harga investasi (*capital cost*) dari peralatan yang dibutuhkan dengan memakai program simulasi *cost estimator* dan juga melakukan perhitungan dengan rumus sebagai berikut :

$$CAPEX_a = \left[ \frac{Kapasitas_a}{Kapasitas_b} \right]^{0,65} \times CAPEX_b \times \frac{CEIndex_1}{CEIndex_2} \quad (1)$$

Pada penelitian ini, diaplikasikan faktor desain yaitu sebesar 1,2. Sehingga untuk menghitung besarnya *capital cost*, digunakan rumus (1) dengan menggunakan harga estimasi hasil simulasi sehingga didapat harga eskalasi.

Program simulasi tersebut memiliki basis harga di tahun 2010, maka digunakan CE Index 2010 sebagai basis acuan, dan CE Index 2013 sebagai tahun pembangunan. CE Index 2010 adalah sebesar 550,8 dan untuk CE Index 2013 dilakukan extrapolasi dari tahun 2003 hingga 2010, dan didapat angka CE Index sebesar 636,0.



Gambar 5.1 Hasil Ekstrapolasi CE Index

OPEX terbagi dua yaitu proses dan transportasi. Nilai OPEX operasi diasumsikan 10 % dari *gross revenue* sedangkan OPEX transportasi jalur pipa adalah 1% dari investasi, serta untuk CNG dan LNG adalah sebesar 5% dari investasi.

Asumsi harga jual ketiga produk disamakan yaitu 10 US\$/MMBTU dengan tujuan melihat perbandingan langsung antara ketiga produk dan diasumsikan konsumen bisa menggunakan produk secara langsung tanpa ada proses lagi setelah penerimaan. Asumsi harga LPG, kondensat, dan *raw gas* merupakan indeks harga tahun 2012.

MARR yang digunakan sebagai patokan adalah 12% yang merupakan nilai umum untuk industri hulu dan hilir. Diasumsikan tidak ada nilai *salvage value* karena setelah produksi habis, kilang tidak bisa digunakan untuk sumur yang lain.

### 5.1.1 Analisa Keekonomian *Process Plant*

*Process Plant* atau kilang terdiri dari proses *pre-treatment* dan *treatment*. Proses *pre-treatment* terdiri dari proses kompresi, *gas sweetening*, dan fraksionasi. Ketiga proses ini menggunakan program simulasi dan rumus (1) untuk

menentukan besarnya CAPEX. Faktor desain 1,2 digunakan sebagai faktor desain untuk mendapatkan harga eskalasi.

Proses *treatment* setiap metode berbeda dalam menghitung besarnya *capital cost*. Untuk teknologi jalur pipa, process plant terdiri proses *pre-treatment* dan *treatment* yang berupa *separator* dan *heater*. Digunakan data simulator dan rumus (1) untuk menghitung CAPEX proses teknologi jalur pipa.

Tabel 5.1 Perhitungan CAPEX Proses Teknologi Jalur Pipa

| LAPANGAN                         | PROSES-ESTIMASI | PROSES-ESKALASI |
|----------------------------------|-----------------|-----------------|
| Cost 2013 (1,2 Cap) Semoga       | \$17.616.488    | \$22.900.140    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Cemara Barat | \$14.824.669    | \$19.270.980    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Tambun       | \$15.606.174    | \$20.286.879    |

Untuk teknologi CNG, process plant terdiri proses *pre-treatment* dan *treatment* yang merupakan proses kompresi tinggi. Digunakan data simulator dan rumus (1) untuk menghitung CAPEX proses teknologi CNG.

Tabel 5.2 Perhitungan CAPEX Proses Teknologi CNG

| LAPANGAN                         | PROSES-ESTIMASI | PROSES-ESKALASI |
|----------------------------------|-----------------|-----------------|
| Cost 2013 (1,2 Cap) Semoga       | \$19.397.826    | \$25.215.748    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Cemara Barat | \$17.516.123    | \$22.769.672    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Tambun       | \$19.085.923    | \$24.810.297    |

Teknologi LNG terdiri dari proses *pre-treatment* dan *treatment* yang berupa pencairan gas. Penghitungan besar *capital cost* dari proses pencairan gas adalah dengan menggunakan rumus (1). Data yang akan digunakan sebagai acuan adalah Kilang Kryopak di Cina dengan kapasitas 16,9 MMSCFD dengan *capital cost* 30 juta US\$ yang dibangun pada tahun 2004. Proses pencairan diasumsikan mengambil bagian 40% dari total capital sehingga nilainya adalah 12 juta US\$.



Dengan menggunakan rumus (1) dan Index CEI 2004 adalah 442,2 maka didapat hasil sebagai berikut

CAPEX Lapangan Semoga 9,24 MMSCFD

$$\begin{aligned} \text{CAPEX} &= (9,24/19,6)^{0,65} \times \text{US\$ } 12.000.000 \times 636/442,2 \\ &= \text{US\$ } 10.538.237 \end{aligned}$$

CAPEX Lapangan Cemara Barat 1,728 MMSCFD

$$\begin{aligned} \text{CAPEX} &= (1,728/19,6)^{0,65} \times \text{US\$ } 12.000.000 \times 636/442,2 \\ &= \text{US\$ } 3.479.623 \end{aligned}$$

CAPEX Lapangan Tambun 5,76 MMSCFD

$$\begin{aligned} \text{CAPEX} &= (5,76/19,6)^{0,65} \times \text{US\$ } 12.000.000 \times 636/442,2 \\ &= \text{US\$ } 7.750.965 \end{aligned}$$

Tabel 5.3 Perhitungan CAPEX Proses Teknologi CNG

| LAPANGAN                         | PRE-TREATMENT | PENCAIRAN    | PROSES-ESKALASI |
|----------------------------------|---------------|--------------|-----------------|
| Cost 2013 (1,2 Cap) Semoga       | \$11.937.671  | \$10.538.237 | \$26.056.331    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Cemara Barat | \$10.751.232  | \$3.479.623  | \$17.455.434    |
| Cost 2013 (1,2 Cap) Tambun       | \$11.628.910  | \$7.750.965  | \$22.867.693    |

### 5.1.2 Analisa Keekonomian Transportasi

Total CAPEX dihitung dari total CAPEX proses atau kilang dan CAPEX transportasi. Dalam menghitung CAPEX pembangunan jalur pipa, digunakan rumus (2) sebagai berikut, yang biasa digunakan untuk aplikasi *offshore pipeline*.

$$\text{CAPEX (per km)} = \text{US\$ } 350000 + \text{US\$ } 871000 \times \text{Diameter (m)} \quad (2)$$

Tabel 5.4 Perhitungan CAPEX Pembangunan Jalur Pipa Gas

| Lapangan     | Diameter | Jarak | CAPEX         |
|--------------|----------|-------|---------------|
| Semoga       | 8 in     | 70 km | \$ 36.889.104 |
| Cemara Barat | 4 in     | 40 km | \$ 17.539.744 |
| Tambun       | 6 in     | 20 km | \$ 9.482.350  |

Universitas Indonesia

Untuk transportasi CNG, menggunakan truk kontainer 20 ft dengan kapasitas 176280 SCF. Harga truk ini adalah sebesar US\$ 299.000. Dengan menghitung jarak dengan konsumen terdekat, maka diketahui jumlah truk yang akan digunakan.

Tabel 5.5 Perhitungan CAPEX Transportasi CNG

| Lapangan     | Jarak | Kapasitas    | Jumlah Truk | CAPEX         |
|--------------|-------|--------------|-------------|---------------|
| Semoga       | 70 km | 7,187 MMSCFD | 41          | \$ 12.259.000 |
| Cemara Barat | 60 km | 1,179 MMSCFD | 7           | \$ 2.093.000  |
| Tambun       | 20 km | 3,864 MMSCFD | 11          | \$ 3.289.000  |

Untuk transportasi LNG, menggunakan truk kontainer kapasitas 0,65 SCF. Harga truk ini adalah sebesar US\$ 308.634. Dengan menghitung jarak dengan konsumen terdekat, maka diketahui jumlah truk yang akan digunakan.

Tabel 5.6 Perhitungan CAPEX Transportasi LNG

| Lapangan     | Jarak | Kapasitas    | Jumlah Truk | CAPEX        |
|--------------|-------|--------------|-------------|--------------|
| Semoga       | 70 km | 5,319 MMSCFD | 8           | \$ 2.469.072 |
| Cemara Barat | 60 km | 0,822 MMSCFD | 1           | \$ 308.634   |
| Tambun       | 20 km | 2,883 MMSCFD | 2           | \$ 617.268   |

Dengan menjumlahkan antara CAPEX kilang (*plant*) dengan CAPEX transportasi maka didapatkan total CAPEX untuk setiap metode di ketiga lapangan seperti yang terlihat pada Tabel 5.7.

Tabel 5.7 Perhitungan Total CAPEX

| LAPANGAN     | CAPEX JALUR PIPA | CAPEX CNG    | CAPEX LNG    |
|--------------|------------------|--------------|--------------|
| Semoga       | \$59.789.244     | \$37.474.748 | \$28.525.403 |
| Cemara Barat | \$36.810.724     | \$24.862.672 | \$17.764.068 |
| Tambun       | \$29.769.229     | \$28.099.297 | \$23.484.961 |

## 5.2 ANALISA KEEKONOMIAN LAPANGAN SEMOGA

Analisa keekonomian dihitung secara detail pada Lampiran 4. Kapasitas bahan baku gas suar bakar sekitar 7,7 MMSCFD. Basis yang digunakan dalam perhitungan keekonomian pembangunan kilang dan transportasi gas dilihat pada Tabel 5.8 berikut sedangkan hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.9.

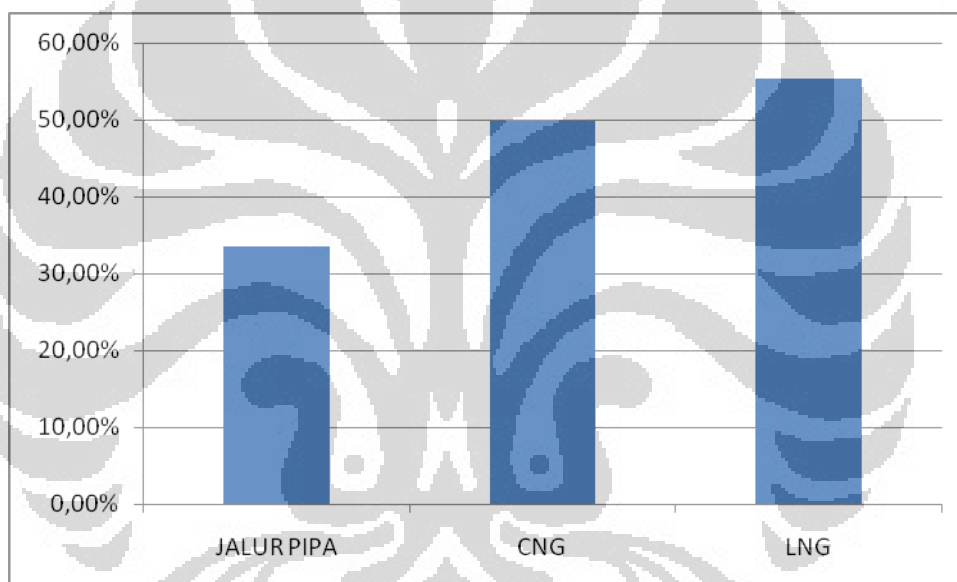
Umur kilang adalah 15 tahun sesuai umur sumur dan diasumsikan produksi gasnya konstan.

Tabel 5.8 Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Semoga

| PRODUCT                      | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|------------------------------|------------|------------|--------|--------|
| PRICE PRODUCT                | US\$/MMBTU | 10         | 10     | 10     |
| PRICE LPG                    | US\$/TON   | 892        | 892    | 892    |
| PRICE CONDESATE              | US\$/BBL   | 85         | 85     | 85     |
| PRODUCT                      | MMSCFD     | 7,187      | 7,187  | 5,319  |
| LPG                          | TON        | 46,19      | 46,19  | 46,19  |
| CONDESATE                    | BBL        | 8,99       | 8,99   | 8,99   |
| <b>RESOURCE</b>              |            |            |        |        |
| RAW GAS PRICE                | US\$/MMBTU | 3          | 3      | 3      |
| HV PRODUCT                   | BTU/SCF    | 1109       | 1109   | 1152   |
| HV RAW GAS                   | BTU/SCF    | 1098       | 1098   | 1098   |
| GAS INPUT VOLUME             | MMSCFD     | 7,7        | 7,7    | 7,7    |
| <b>ECONOMICAL ASPECT</b>     |            |            |        |        |
| TOTAL INVESTMENT PLANT       | JUTA US\$  | 22,900     | 25,216 | 26,056 |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER | JUTA US\$  | 36,889     | 12,259 | 2,469  |
| DAY OF OPERATION             | DAYS/YEAR  | 350        | 350    | 350    |
| SERVICE LIFE                 | YEARS      | 15         | 15     | 15     |

Tabel 5.9 Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Semoga

| ITEM              | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|-------------------|------------|------------|--------|--------|
| TOTAL CAPEX       | JUTA US\$  | 59,789     | 37,475 | 28,525 |
| TOTAL OPEX        | JUTA US\$  | 35,508     | 53,499 | 36,057 |
| NPV@12%           | JUTA US\$  | 76,122     | 85,843 | 76,219 |
| PAY BACK PERIOD   | YEARS      | 4          | 3      | 3      |
| IRR               |            | 33,49%     | 49,85% | 55,32% |
| SUPPLY CHAIN COST | US\$/MMBTU | 2,28       | 2,17   | 2,01   |



Gambar 5.1 Perbandingan Nilai IRR Lapangan Semoga

Dari hasil perhitungan keekonomian, ketiga teknologi transportasi layak untuk dibangun karena memiliki IRR lebih tinggi dibandingkan MARR yang ditentukan. Yang paling menguntungkan untuk lapangan Semoga adalah teknologi *small scale* LNG yang memiliki IRR sebesar 55,32% dan PBP sebesar 3 tahun.

### 5.3 ANALISA KEEKONOMIAN LAPANGAN CEMARA BARAT

Analisa keekonomian dihitung secara detail pada Lampiran 5. Kapasitas bahan baku gas suar bakar sekitar 1,4 MMSCFD. Basis yang digunakan dalam perhitungan keekonomian pembangunan kilang dan transportasi gas dilihat pada Tabel 5.10 berikut sedangkan hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.11.

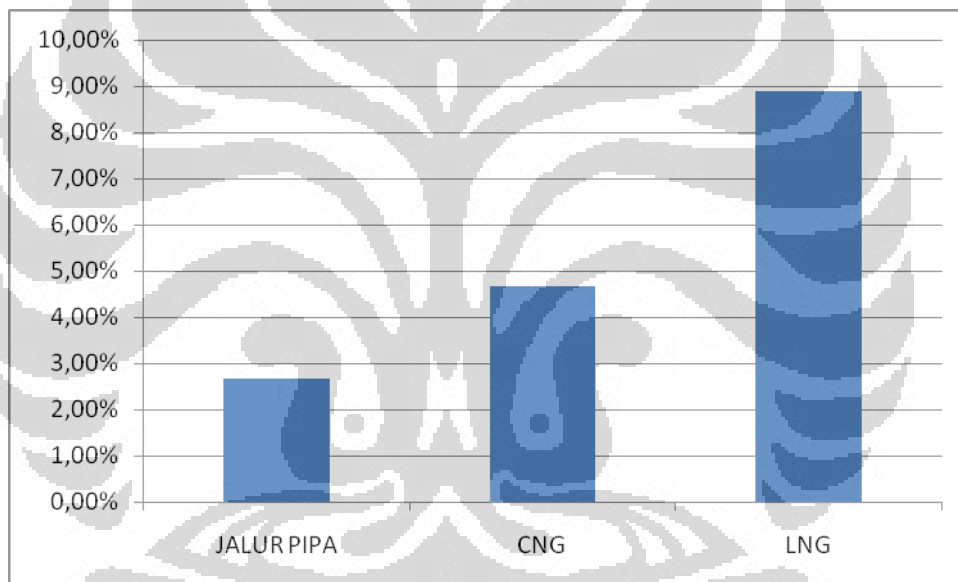
Umur kilang adalah 15 tahun sesuai umur sumur dan diasumsikan produksi gasnya konstan.

Tabel 5.10 Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Cemara Barat

| PRODUCT                      | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|------------------------------|------------|------------|--------|--------|
| PRICE PRODUCT                | US\$/MMBTU | 10         | 10     | 10     |
| PRICE LPG                    | US\$/TON   | 892        | 892    | 892    |
| PRICE CONDESATE              | US\$/BBL   | 85         | 85     | 85     |
| PRODUCT                      | MMSCFD     | 1,179      | 1,179  | 0,822  |
| LPG                          | TON        | 8,94       | 8,94   | 8,94   |
| CONDESATE                    | BBL        | 16,52      | 16,52  | 16,52  |
| <b>RESOURCE</b>              |            |            |        |        |
| RAW GAS PRICE                | US\$/MMBTU | 3          | 3      | 3      |
| HV PRODUCT                   | BTU/SCF    | 1109       | 1109   | 1152   |
| HV RAW GAS                   | BTU/SCF    | 1098       | 1098   | 1098   |
| GAS INPUT VOLUME             | MMSCFD     | 1,4        | 1,4    | 1,4    |
| <b>ECONOMICAL ASPECT</b>     |            |            |        |        |
| TOTAL INVESTMENT PLANT       | JUTA US\$  | 19,271     | 22,770 | 17,455 |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER | JUTA US\$  | 17,540     | 2,093  | 0,309  |
| DAY OF OPERATION             | DAYS/YEAR  | 350        | 350    | 350    |
| SERVICE LIFE                 | YEARS      | 15         | 15     | 15     |

Tabel 5.11 Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Cemara Barat

| ITEM              | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|-------------------|------------|------------|--------|--------|
| TOTAL CAPEX       | JUTA US\$  | 36,811     | 24,863 | 17,764 |
| TOTAL OPEX        | JUTA US\$  | 8,831      | 15,332 | 10,468 |
| NPV@12%           | JUTA US\$  | -16,027    | -8,630 | -2,787 |
| PAY BACK PERIOD   | YEARS      | -          | -      | -      |
| IRR               |            | 2,67%      | 4,66%  | 8,88%  |
| SUPPLY CHAIN COST | US\$/MMBTU | 7,05       | 6,21   | 5,64   |



Gambar 5.2 Perbandingan Nilai IRR Lapangan Cemara Barat

Dari hasil perhitungan keekonomian, Lapangan Cemara Barat tidak layak untuk dikembangkan, untuk ketiga metode teknologi. Masing-masing metode memiliki IRR di bawah MARR dan nilai NPV yang negatif. Hal ini disebabkan produksi gas yang sangat sedikit sehingga tidak ekonomis untuk dikembangkan

#### 5.4 ANALISA KEEKONOMIAN LAPANGAN TAMBUN

Analisa keekonomian dihitung secara detail pada Lampiran 5. Kapasitas bahan baku gas suar bakar sekitar 4,8 MMSCFD. Basis yang digunakan dalam perhitungan keekonomian pembangunan kilang dan transportasi gas dilihat pada Tabel 5.12 berikut sedangkan hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.13.

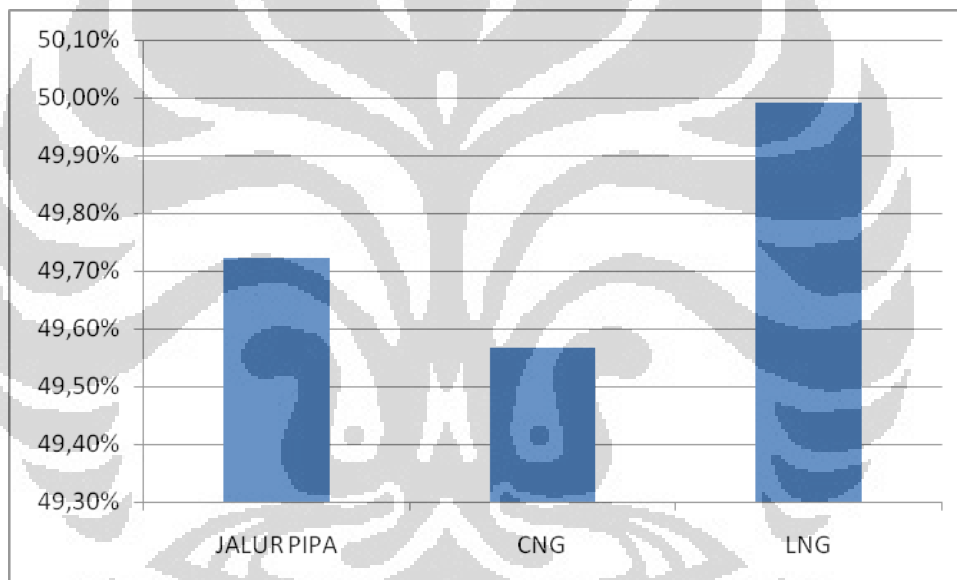
Umur kilang adalah 10 tahun sesuai umur sumur dan diasumsikan produksi gasnya konstan.

Tabel 5.12 Asumsi Dan Basis Perhitungan Lapangan Tambun

| PRODUCT                      | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|------------------------------|------------|------------|--------|--------|
| PRICE PRODUCT                | US\$/MMBTU | 10         | 10     | 10     |
| PRICE LPG                    | US\$/TON   | 892        | 892    | 892    |
| PRICE CONDESATE              | US\$/BBL   | 85         | 85     | 85     |
| PRODUCT                      | MMSCFD     | 3,864      | 3,864  | 2,883  |
| LPG                          | TON        | 4,67       | 4,67   | 4,67   |
| CONDESATE                    | BBL        | 472,36     | 472,36 | 472,36 |
| <b>RESOURCE</b>              |            |            |        |        |
| RAW GAS PRICE                | US\$/MMBTU | 3          | 3      | 3      |
| HV PRODUCT                   | BTU/SCF    | 1109       | 1109   | 1152   |
| HV RAW GAS                   | BTU/SCF    | 1098       | 1098   | 1098   |
| GAS INPUT VOLUME             | MMSCFD     | 4,8        | 4,8    | 4,8    |
| <b>ECONOMICAL ASPECT</b>     |            |            |        |        |
| TOTAL INVESTMENT PLANT       | JUTA US\$  | 20,287     | 24,810 | 22,868 |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER | JUTA US\$  | 9,482      | 3,289  | 0,617  |
| DAY OF OPERATION             | DAYS/YEAR  | 350        | 350    | 350    |
| SERVICE LIFE                 | YEARS      | 10         | 10     | 10     |

Tabel 5.13 Hasil Perhitungan Keekonomian Lapangan Tambun

| ITEM              | UNIT       | JALUR PIPA | CNG    | LNG    |
|-------------------|------------|------------|--------|--------|
| TOTAL CAPEX       | JUTA US\$  | 29,769     | 28,099 | 23,485 |
| TOTAL OPEX        | JUTA US\$  | 19,640     | 26,984 | 21,028 |
| NPV@12%           | JUTA US\$  | 54,359     | 50,888 | 43,153 |
| PAY BACK PERIOD   | YEARS      | 3          | 3      | 3      |
| IRR               |            | 49,72%     | 49,57% | 49,99% |
| SUPPLY CHAIN COST | US\$/MMBTU | 3,00       | 3,35   | 3,63   |



Gambar 5.3 Perbandingan Nilai IRR Lapangan Tambun

Dari hasil perhitungan keekonomian, ketiga teknologi transportasi layak untuk dibangun karena memiliki IRR lebih tinggi dibandingkan MARR yang ditentukan. Yang paling menguntungkan untuk lapangan Semoga adalah teknologi *small scale* LNG yang memiliki IRR sebesar 49,99% dan PBP sebesar 3 tahun.



## 5.5 ANALISA SENSITIFITAS

Pada analisis sensitivitas ini akan dilakukan perubahan terhadap nilai investasi, harga jual produk, serta harga beli gas umpan (*raw gas*) pada kilang lapangan Semoga. Tabel-tabel berikut ini menunjukkan besarnya pengaruh perubahan faktor tersebut terhadap nilai IRR.

### 5.5.1 Perubahan Nilai Investasi

Perubahan nilai investasi divariasikan dari kondisi dimana nilai investasi berkurang sebesar 50 % hingga nilai investasi meningkat 50 %. Tabel 5.14 berikut menunjukkan perubahan nilai investasi terhadap IRR pada kilang lapangan Semoga.

Tabel 5.14 Perubahan IRR Terhadap Variasi Nilai Investasi

| PERUBAHAN NILAI INVESTASI (%) | NILAI IRR (%) |         |         |
|-------------------------------|---------------|---------|---------|
|                               | JALUR PIPA    | CNG     | LNG     |
| 50                            | 20,82%        | 30,30%  | 34,86%  |
| 40                            | 22,70%        | 33,16%  | 37,83%  |
| 30                            | 24,83%        | 36,42%  | 41,23%  |
| 20                            | 27,27%        | 40,18%  | 45,16%  |
| 10                            | 30,12%        | 44,59%  | 49,79%  |
| 0                             | 33,49%        | 49,85%  | 55,32%  |
| -10                           | 37,57%        | 56,24%  | 62,06%  |
| -20                           | 42,61%        | 64,18%  | 80,00%  |
| -30                           | 49,04%        | 74,37%  | 81,24%  |
| -40                           | 57,57%        | 87,91%  | 95,60%  |
| -50                           | 69,46%        | 106,86% | 115,69% |

### 5.5.2 Perubahan Harga Produk

Perubahan harga produk divariasikan dari kondisi dimana harga produk berkurang sebesar 50 % hingga harga jual produk meningkat 50 %. Tabel 5.15 berikut menunjukkan perubahan nilai harga produk terhadap IRR pada kilang lapangan Semoga.

Tabel 5.15 Perubahan IRR Terhadap Variasi Harga Produk

| PERUBAHAN<br>HARGA PRODUK<br>(%) | NILAI IRR (%) |        |        |
|----------------------------------|---------------|--------|--------|
|                                  | JALUR PIPA    | CNG    | LNG    |
| 50                               | 48,51%        | 73,53% | 79,12% |
| 40                               | 45,54%        | 68,81% | 74,37% |
| 30                               | 42,55%        | 64,08% | 69,61% |
| 20                               | 39,55%        | 59,35% | 64,86% |
| 10                               | 36,53%        | 54,61% | 60,09% |
| 0                                | 33,49%        | 49,85% | 55,32% |
| -10                              | 30,42%        | 45,07% | 50,54% |
| -20                              | 27,31%        | 40,25% | 45,73% |
| -30                              | 24,15%        | 35,38% | 40,90% |
| -40                              | 20,92%        | 30,44% | 36,03% |
| -50                              | 17,58%        | 25,37% | 31,09% |

### 5.5.3 Perubahan Harga Beli Gas Umpan

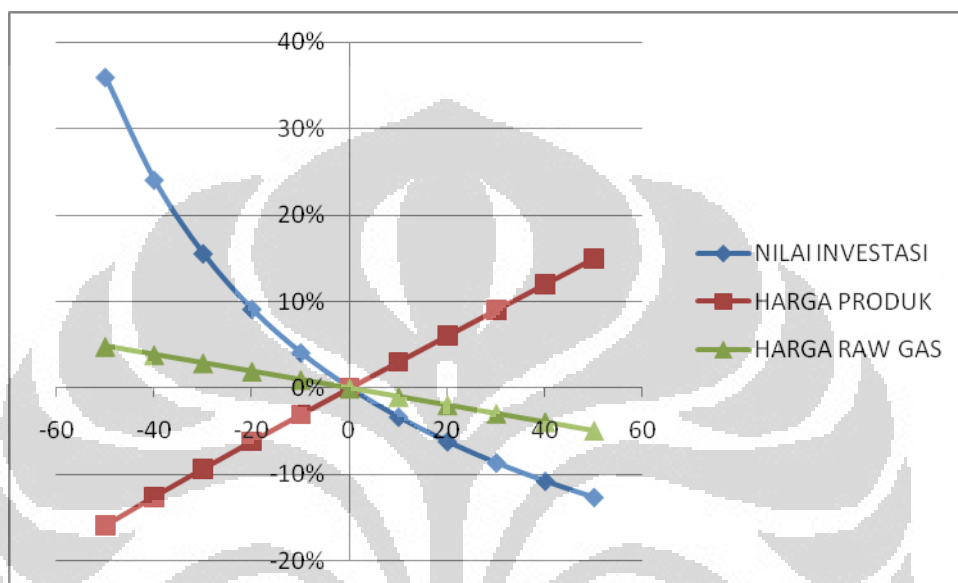
Perubahan harga beli gas umpan divariasikan dari kondisi dimana harga beli gas umpan berkurang sebesar 50 % hingga harga beli gas umpan meningkat 50 %. Tabel 5.16 berikut menunjukkan perubahan nilai harga beli gas umpan terhadap IRR pada kilang lapangan Semoga.

Tabel 5.16 Perubahan IRR Terhadap Variasi Harga *Raw Gas*

| PERUBAHAN<br>HARGA RAW GAS<br>(%) | NILAI IRR (%) |        |        |
|-----------------------------------|---------------|--------|--------|
|                                   | JALUR PIPA    | CNG    | LNG    |
| 50                                | 28,59%        | 42,23% | 45,40% |
| 40                                | 29,58%        | 43,76% | 47,39% |
| 30                                | 30,56%        | 45,29% | 49,38% |
| 20                                | 31,54%        | 46,81% | 51,36% |
| 10                                | 32,52%        | 48,33% | 53,34% |
| 0                                 | 33,49%        | 49,85% | 55,32% |
| -10                               | 34,46%        | 51,37% | 57,30% |
| -20                               | 35,43%        | 52,88% | 59,27% |
| -30                               | 36,39%        | 54,39% | 61,24% |
| -40                               | 37,35%        | 55,90% | 63,21% |
| -50                               | 38,31%        | 57,41% | 65,18% |

### 5.5.4 Plot Sensitifitas

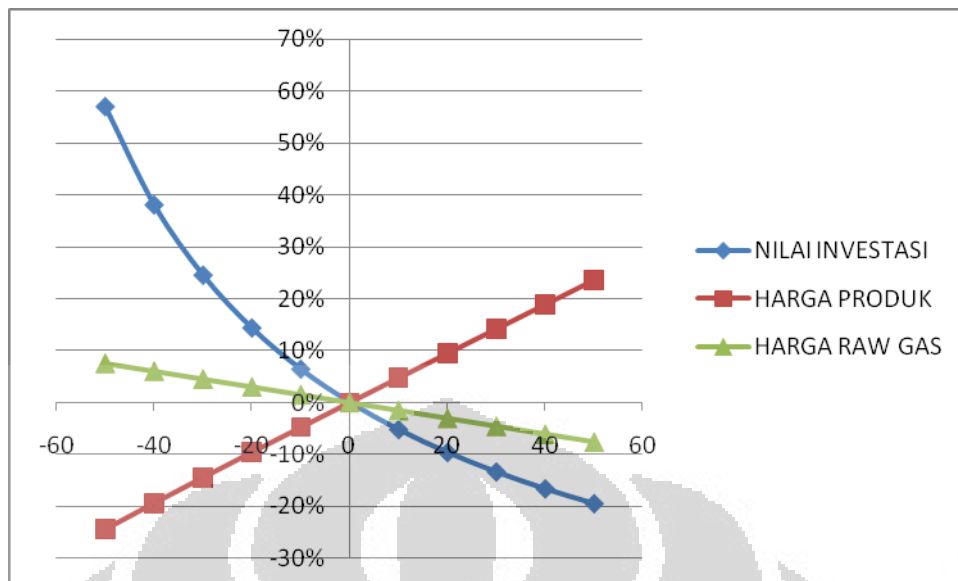
Gambar 5.4 berikut ini menunjukkan plot hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk, dan harga beli *raw gas* pada teknologi jalur pipa lapangan Semoga.



Gambar 5.4 Plot Sensitifitas Teknologi Jalur Pipa Lapangan Semoga

Dari gambar di atas terlihat bahwa parameter biaya investasi sangat sensitif terhadap keekonomian proyek, dimana setiap kenaikan 10% biaya investasi akan menyebabkan turunnya IRR sekitar 3-35%. Parameter sensitif lainnya ialah harga jual produk dimana kenaikan 10% harga jual akan menaikkan IRR sekitar 3-16%.

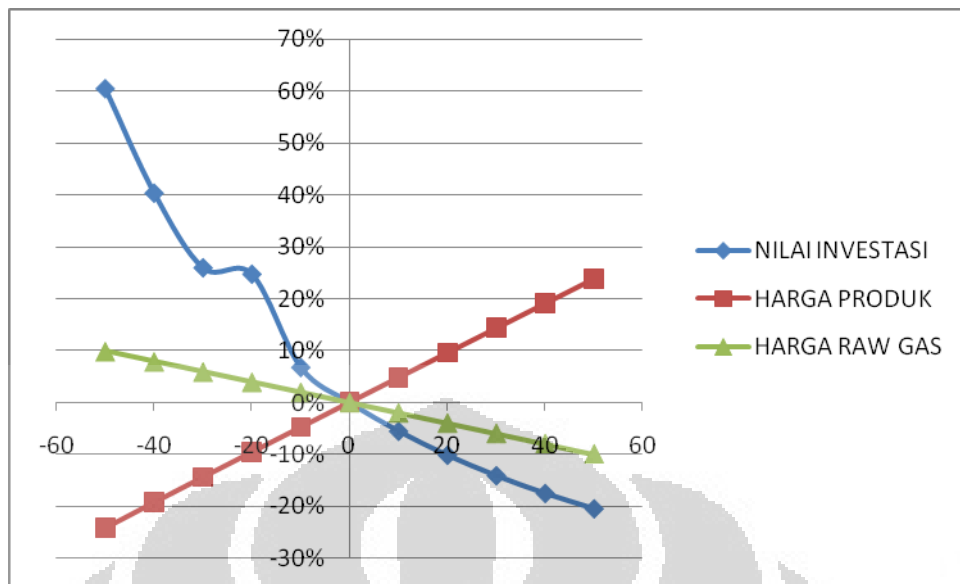
Hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk, dan harga beli *raw gas* pada kilang teknologi CNG Lapangan Semoga ditunjukkan pada Gambar 5.5 berikut ini.



Gambar 5.5 Plot Sensitifitas Teknologi CNG Lapangan Semoga

Dari gambar di atas terlihat bahwa parameter biaya investasi sangat sensitif terhadap keekonomian proyek, dimana setiap kenaikan 10% biaya investasi akan menyebabkan turunnya IRR sekitar 5-57%. Parameter sensitif lainnya ialah harga jual produk dimana kenaikan 10% harga jual akan menaikkan IRR sekitar 4-24%.

Hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk, dan harga beli *raw gas* pada kilang teknologi LNG Lapangan Semoga ditunjukkan pada Gambar 5.6 berikut ini.



Gambar 5.5 Plot Sensitifitas Teknologi LNG Lapangan Semoga

Dari gambar di atas terlihat bahwa parameter biaya investasi sangat sensitif terhadap keekonomian proyek, dimana setiap kenaikan 10% biaya investasi akan menyebabkan turunnya IRR sekitar 5-60%. Parameter sensitif lainnya ialah harga jual produk dimana kenaikan 10% harga jual akan menaikkan IRR sekitar 4-24%.

## **BAB 6**

### **KESIMPULAN**

Berdasarkan pembahasan pada bab-bab sebelumnya, maka diambil kesimpulan sebagai berikut.

1. Hasil utama produksi kilang Lapangan Semoga ada 3 alternatif, yaitu pipa gas sebesar 7,187 MMSCFD, CNG sebanyak 7,187 MMSCFD, atau LNG sebesar 5,319 MMSCFD dengan produk sampingan berupa LPG sebesar 46,19 ton/hari dan kondensat sebesar 8,99 barel/hari. Hasil utama produksi kilang Lapangan Cemara Barat ada 3 alternatif, yaitu pipa gas sebesar 1,179 MMSCFD, CNG sebanyak 1,179 MMSCFD, atau LNG sebesar 0,822 MMSCFD dengan produk sampingan berupa LPG sebesar 8,94 ton/hari dan kondensat sebesar 16,52 barel/hari. Hasil utama produksi kilang Lapangan Tambun ada 3 alternatif, yaitu pipa gas sebesar 3,864 MMSCFD, CNG sebanyak 3,864 MMSCFD, atau LNG sebesar 2,883 MMSCFD dengan produk sampingan berupa LPG sebesar 4,67 ton/hari dan kondensat sebesar 472,36 barel/hari.
2. Lapangan Semoga memiliki IRR kilang pipa gas sebesar 33,49%, IRR kilang CNG 49,85%, dan kilang LNG 55,32%. Lapangan Cemara Barat memiliki IRR kilang pipa gas sebesar 2,67%, IRR kilang CNG 4,66%, dan kilang LNG 8,88%. Lapangan Tambun memiliki IRR kilang pipa gas sebesar 49,72%, IRR kilang CNG 49,57%, dan kilang LNG 49,99%.
3. Untuk lapangan Semoga dan Tambun yang paling layak adalah menggunakan teknologi transportasi LNG. Sedangkan Lapangan Cemara Barat tidak secara ekonomis untuk dikembangkan.
4. Analisa sensitifitas menunjukkan perubahan nilai investasi yang paling berpengaruh terhadap keekonomian setiap teknologi transportasi.

## DAFTAR PUSTAKA

1. Frivik, Per-Erling, *The Importance of Knowledge in the Changing Nature of Natural Gas Supply*, Washington, 2003
2. Begazo, Christian DT, et all, *Small-scale LNG Plant Technologies*, Hydrocarbon World, San Paulo, 2007
3. Chiu, Chen-Hwa, et all, *History of the Development of LNG Technology*, AIChE Annual Conference, Pennsylvania, 2008
4. Mokhatab, Saeid, et all, *Handbook Of Natural Gas Transmission And Processing*, Oxford, 2006
5. Petrosyan, Kristine, “What Are The Constraints On Associated Gas Utilization?”, 2004
6. Perusahaan Gas Negara, *Laporan Tahunan 2009*, Jakarta, 2009
7. Mahendra, Mirza, *Pemanfaatan Gas Suar Bakar Melalui LNG Mini Untuk Industri*, Thesis Program Pasca Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok, 2008
8. Kurnia Dewi, Inayah Fatwa, *Pemanfaatan Gas Suar Bakar Untuk Produksi LPG*, Thesis Program Pasca Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok, 2009
9. Rangkuti, Zulkifli, *Model Pemanfaatan Gas Ikutan Di Perusahaan Migas Dalam Rangka Mendukung Mekanisme Pembangunan Bersih (Studi Kasus Lapangan Eksploitasi Migas Tugu Barat, Indramayu, Jawa Barat)*, Disertasi Sekolah Pascasarjana IPB, Bogor, 2009
10. Dirjen Migas, *Pokok-Pokok Pikiran “Green Oil And Gas Industry Initiative” (GOGII)*, Jakarta, 2008
11. Saputra, Asep Handaya, Materi Kuliah “Pemipaan Gas Bumi Teknologi dan Keekonomian (1)”, Jakarta, 2008

12. Saputra ,Asep Handaya, Materi Kuliah, “LNG Liquefaction, Ship And Regasification”, Jakarta, 2008
13. Saputra ,Asep Handaya, Materi Kuliah, “Compressed Natural Gas”, Jakarta, 2008
14. S. Tariq, “LNG Technologies Selection,” *Report Hydrocarbon Engineering*, 2004
15. Chandra, Viviek. *Fundamentals of Natural Gas*, Oklahoma, PennWell Cooperation, 2006
16. MTR, *LPG Recovery From Associated Gas, Brochure*, California, 2009
17. [www.enersea.com](http://www.enersea.com), diakses tanggal 18 Oktober 2011
18. [www.migas.esdm.go.id](http://www.migas.esdm.go.id), diakses tanggal 04 Juli 2011
19. [www.bphmigas.go.id](http://www.bphmigas.go.id), diakses tanggal 28 November 2011







|                            | Unit       | Feed Gas     | Lean Gas    | Bttm         | 4            | LPG          | Condensate   | 2            | V Sep        | L Sep        | Gas Pipe     | 13           |
|----------------------------|------------|--------------|-------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1            | 0,99909     | 0            | 0,760874     | 0            | 0            | 0,99443      | 1            | 0            | 1            | 1            |
| Temperature                | C          | 34,99        | -38,684683  | 168,33178    | 102,530811   | 46,190979    | 107,705963   | 15,08265     | -38,684683   | -38,684683   | 26,994225    | 32           |
| Pressure                   | psia       | 994,958622   | 377,09802   | 384,349905   | 79,770735    | 71,068473    | 78,320358    | 391,60179    | 377,09802    | 377,09802    | 313,239315   | 377,1        |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 7,345843     | 7,193456    | 0,152387     | 0,152387     | 0,059995     | 0,092391     | 7,345843     | 7,186913     | 0,006543     | 7,186913     | 7,186913     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 168,692478   | 155,501925  | 13,190553    | 13,190553    | 4,193225     | 8,997328     | 168,692478   | 155,361016   | 0,140909     | 155,361016   | 155,361016   |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 3213,411927  | 3080,780708 | 132,63122    | 132,63122    | 45,617376    | 87,013844    | 3213,411927  | 3079,89262   | 0,888087     | 3079,89262   | 3079,89262   |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -28956133,35 | -28555159,2 | -1107514,773 | -1107514,773 | -440403,3701 | -805465,3299 | -28956133,35 | -28460539,16 | -94620,03463 | -27435647,91 | -27395790,61 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,006068     | 0,006197    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,006068     | 0,006202     | 0,000015     | 0,006202     | 0,006202     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000061     | 0,000063    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000061     | 0,000063     | 0,000006     | 0,000063     | 0,000063     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,867529     | 0,885907    | 0,000002     | 0,000002     | 0,000006     | 0            | 0,867529     | 0,886713     | 0            | 0,886713     | 0,886713     |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,082349     | 0,084093    | 0,000037     | 0,000037     | 0,000094     | 0            | 0,082349     | 0,084169     | 0            | 0,084169     | 0,084169     |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,012337     | 0,012587    | 0,000533     | 0,000533     | 0,001355     | 0            | 0,012337     | 0,012598     | 0            | 0,012598     | 0,012598     |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,010358     | 0,008188    | 0,112786     | 0,112786     | 0,283724     | 0,001785     | 0,010358     | 0,008195     | 0            | 0,008195     | 0,008195     |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,008156     | 0,002046    | 0,296578     | 0,296578     | 0,688649     | 0,041982     | 0,008156     | 0,002048     | 0            | 0,002048     | 0,002048     |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,003128     | 0,000001    | 0,150709     | 0,150709     | 0,023525     | 0,233298     | 0,003128     | 0,000001     | 0            | 0,000001     | 0,000001     |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,003435     | 0           | 0,165577     | 0,165577     | 0,002647     | 0,271377     | 0,003435     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (TEGlycol)  |            | 0            | 0           | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,0009       | 0,000919    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,0009       | 0,00001      | 0,999979     | 0,00001      | 0,00001      |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,003282     | 0           | 0,158223     | 0,158223     | 0            | 0,260967     | 0,003282     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Heptane) |            | 0,001644     | 0           | 0,079266     | 0,079266     | 0            | 0,130739     | 0,001644     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Octane)  |            | 0,000684     | 0           | 0,032981     | 0,032981     | 0            | 0,054397     | 0,000684     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Nonane)  |            | 0,000063     | 0           | 0,003047     | 0,003047     | 0            | 0,005026     | 0,000063     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Decane)  |            | 0,000005     | 0           | 0,00026      | 0,00026      | 0            | 0,000428     | 0,000005     | 0            | 0            | 0            | 0            |

|                            | Unit       | From Sweetening | Lean Gas    | Bttm         | 4            | LPG          | Condensate   | 1            | CNG          | 2            | 10           | 11           |
|----------------------------|------------|-----------------|-------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1               | 0,99909     | 0,000002     | 0,760923     | 0            | 0,000005     | 1            | 1            | 0,99443      | 1            | 0            |
| Temperature                | C          | 34,99           | -38,683805  | 168,337922   | 102,534394   | 46,191735    | 107,71877    | 135,526269   | 5            | 15,082652    | -38,683805   | -38,683805   |
| Pressure                   | psia       | 994,958622      | 377,09802   | 384,349905   | 79,770735    | 71,068473    | 78,320358    | 2865         | 2865         | 391,60179    | 377,09802    | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 7,345843        | 7,193461    | 0,152383     | 0,152383     | 0,060003     | 0,092379     | 7,186917     | 7,186917     | 7,345843     | 7,186917     | 0,006543     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 168,692478      | 155,502218  | 13,19026     | 13,19026     | 4,193772     | 8,996487     | 155,361309   | 155,361309   | 168,692478   | 155,361309   | 0,140909     |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 3213,411927     | 3080,783942 | 132,627985   | 132,627985   | 45,623247    | 87,004738    | 3079,895856  | 3079,895856  | 3213,411927  | 3079,895856  | 0,888086     |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -28956133,35    | -2855175,28 | -1107474,765 | -1107474,765 | -440459,4251 | -805370,0961 | -26372937,65 | -29113266,04 | -28956133,35 | -28460555,35 | -94619,92351 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,006068        | 0,006197    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,006202     | 0,006202     | 0,006068     | 0,006202     | 0,000015     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000061        | 0,000063    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000063     | 0,000063     | 0,000061     | 0,000063     | 0,000006     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,867529        | 0,885906    | 0,000002     | 0,000002     | 0,000006     | 0            | 0,886713     | 0,886713     | 0,867529     | 0,886713     | 0            |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,082349        | 0,084093    | 0,000037     | 0,000037     | 0,000094     | 0            | 0,084169     | 0,084169     | 0,082349     | 0,084169     | 0            |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,012337        | 0,012587    | 0,000533     | 0,000533     | 0,001354     | 0            | 0,012598     | 0,012598     | 0,012337     | 0,012598     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,010358        | 0,008188    | 0,112773     | 0,112773     | 0,283663     | 0,001774     | 0,008196     | 0,008196     | 0,010358     | 0,008196     | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,008156        | 0,002046    | 0,296574     | 0,296574     | 0,688715     | 0,041866     | 0,002048     | 0,002048     | 0,008156     | 0,002048     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,003128        | 0,000001    | 0,150714     | 0,150714     | 0,023521     | 0,233329     | 0,000001     | 0,000001     | 0,003128     | 0,000001     | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,003435        | 0           | 0,165581     | 0,165581     | 0,002646     | 0,271413     | 0            | 0            | 0,003435     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (TEGlycol)  |            | 0               | 0           | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,0009          | 0,000919    | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,00001      | 0,00001      | 0,0009       | 0,00001      | 0,999979     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,003282        | 0           | 0,158228     | 0,158228     | 0            | 0,261002     | 0            | 0            | 0,003282     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Heptane) |            | 0,001644        | 0           | 0,079269     | 0,079269     | 0            | 0,130756     | 0            | 0            | 0,001644     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Octane)  |            | 0,000684        | 0           | 0,032982     | 0,032982     | 0            | 0,054404     | 0            | 0            | 0,000684     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Nonane)  |            | 0,000063        | 0           | 0,003048     | 0,003048     | 0            | 0,005027     | 0            | 0            | 0,000063     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Decane)  |            | 0,000005        | 0           | 0,00026      | 0,00026      | 0            | 0,000428     | 0            | 0            | 0,000005     | 0            | 0            |







|                            | Unit       | From Sweetening | 2            | Lean Gas     | 3            | 4            | LPG          | Condensate   | V Sep        | L Sep        | Gas Pipe     | Heater out   |
|----------------------------|------------|-----------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1               | 0,97974      | 0,998973     | 0            | 0,604207     | 0            | 0            | 1            | 0            | 1            | 1            |
| Temperature                | C          | 34,99           | 13,773602    | -44,002689   | 97,280118    | 32,935193    | 13,892044    | 90,001685    | -44,002689   | -44,002689   | 27           | 30           |
| Pressure                   | psia       | 994,958622      | 391,60179    | 377,09802    | 384,349905   | 79,770735    | 71,068473    | 78,320358    | 377,09802    | 377,09802    | 340,936421   | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 1,349           | 1,349        | 1,17997      | 0,16903      | 0,16903      | 0,150007     | 0,019024     | 1,178758     | 0,001212     | 1,178758     | 1,178758     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 37,343497       | 37,343497    | 26,75911     | 10,584386    | 10,584386    | 8,93751      | 1,646876     | 26,733007    | 0,026103     | 26,733007    | 26,733007    |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 614,129915      | 614,129915   | 492,959211   | 121,170703   | 121,170703   | 104,649683   | 16,521021    | 492,794679   | 0,164532     | 492,794679   | 492,794679   |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -5314308,718    | -5314308,718 | -4404189,417 | -1062423,963 | -1062423,963 | -1000364,413 | -156730,7545 | -4386641,985 | -17547,43238 | -4209701,581 | -4205538,578 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,063918        | 0,063918     | 0,073074     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,073149     | 0,000236     | 0,073149     | 0,073149     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000143        | 0,000143     | 0,000163     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000164     | 0,000023     | 0,000164     | 0,000164     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,716608        | 0,716608     | 0,819262     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,820105     | 0            | 0,820105     | 0,820105     |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,0586          | 0,0586       | 0,066993     | 0,000013     | 0,000013     | 0,000014     | 0            | 0,067062     | 0            | 0,067062     | 0,067062     |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,100181        | 0,100181     | 0,039474     | 0,523964     | 0,523964     | 0,590414     | 0            | 0,039515     | 0            | 0,039515     | 0,039515     |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,017182        | 0,017182     | 0,000001     | 0,137118     | 0,137118     | 0,154449     | 0,000467     | 0,000001     | 0            | 0,000001     | 0,000001     |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,029126        | 0,029126     | 0            | 0,232451     | 0,232451     | 0,255043     | 0,054306     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,007336        | 0,007336     | 0            | 0,05855      | 0,05855      | 0,000078     | 0,519614     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,00496         | 0,00496      | 0            | 0,039582     | 0,039582     | 0,000003     | 0,351667     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,000903        | 0,000903     | 0,001033     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000006     | 0,999741     | 0,000006     | 0,000006     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,001043        | 0,001043     | 0            | 0,008322     | 0,008322     | 0            | 0,073946     | 0            | 0            | 0            | 0            |



|                            | Unit       | From Sweetening | 2            | Lean Gas     | 3            | 4            | LPG          | Condensate   | 5            | CNG         | V Sep        | L Sep        |
|----------------------------|------------|-----------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|-------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1               | 0,97974      | 0,998973     | 0            | 0,604207     | 0            | 0            | 1            | 1           | 1            | 0            |
| Temperature                | C          | 34,99           | 13,773602    | -44,002689   | 97,280118    | 32,935193    | 13,892044    | 90,001685    | 129,11635    | 2           | -44,002689   | -44,002689   |
| Pressure                   | psia       | 994,958622      | 391,60179    | 377,09802    | 384,349905   | 79,770735    | 71,068473    | 78,320358    | 2864,696     | 2864,696    | 377,09802    | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 1,349           | 1,349        | 1,17997      | 0,16903      | 0,16903      | 0,150007     | 0,019024     | 1,178758     | 1,178758    | 1,178758     | 0,001212     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 37,343497       | 37,343497    | 26,75911     | 10,584386    | 10,584386    | 8,93751      | 1,646876     | 26,733007    | 26,733007   | 26,733007    | 0,026103     |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 614,129915      | 614,129915   | 492,959211   | 121,170703   | 121,170703   | 104,649683   | 16,521021    | 492,794679   | 492,794679  | 492,794679   | 0,164532     |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -5314308,718    | -5314308,718 | -4404189,417 | -1062423,963 | -1062423,963 | -1000364,413 | -156730,7545 | -4051053,421 | -4481363,73 | -4386641,985 | -17547,43238 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,063918        | 0,063918     | 0,073074     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,073149     | 0,073149    | 0,073149     | 0,000236     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000143        | 0,000143     | 0,000163     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000164     | 0,000164    | 0,000164     | 0,000023     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,716608        | 0,716608     | 0,819262     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,820105     | 0,820105    | 0,820105     | 0            |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,0586          | 0,0586       | 0,066993     | 0,000013     | 0,000013     | 0,000014     | 0            | 0,067062     | 0,067062    | 0,067062     | 0            |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,100181        | 0,100181     | 0,039474     | 0,523964     | 0,523964     | 0,590414     | 0            | 0,039515     | 0,039515    | 0,039515     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,017182        | 0,017182     | 0,000001     | 0,137118     | 0,137118     | 0,154449     | 0,000467     | 0,000001     | 0,000001    | 0,000001     | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,029126        | 0,029126     | 0            | 0,232451     | 0,232451     | 0,255043     | 0,054306     | 0            | 0           | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,007336        | 0,007336     | 0            | 0,05855      | 0,05855      | 0,000078     | 0,519614     | 0            | 0           | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,00496         | 0,00496      | 0            | 0,039582     | 0,039582     | 0,000003     | 0,351667     | 0            | 0           | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,000903        | 0,000903     | 0,001033     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000006     | 0,000006    | 0,000006     | 0,999741     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,001043        | 0,001043     | 0            | 0,008322     | 0,008322     | 0            | 0,073946     | 0            | 0           | 0            | 0            |

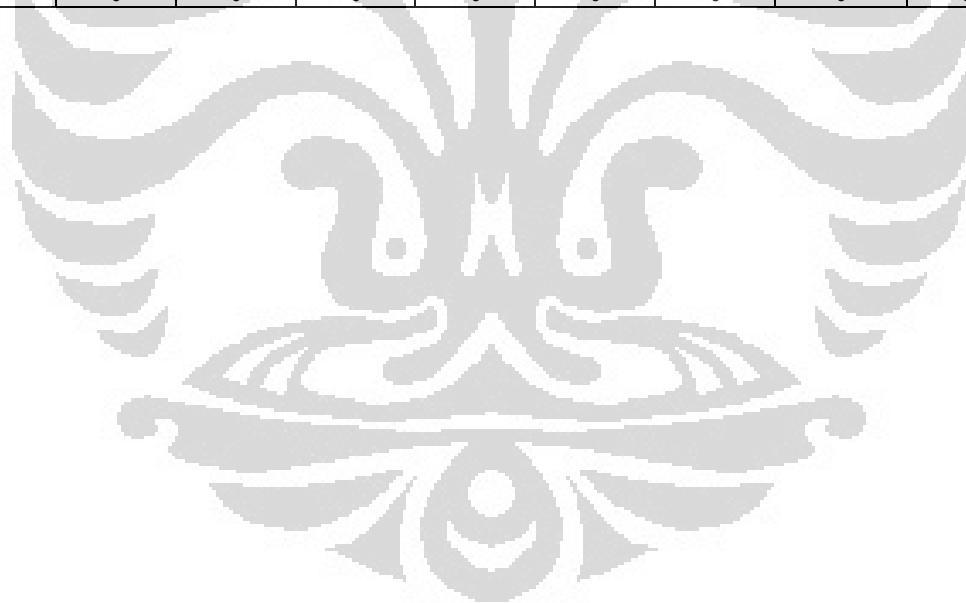


|                            | Unit       | From Sweetening | 2            | Lean Gas     | 3            | 4            | LPG          | Condensate   | V Sep        |
|----------------------------|------------|-----------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1               | 0,97974      | 0,998973     | 0            | 0,604207     | 0            | 0            | 1            |
| Temperature                | C          | 34,99           | 13,773602    | -44,002689   | 97,280118    | 32,935193    | 13,892044    | 90,001685    | -44,002689   |
| Pressure                   | psia       | 994,958622      | 391,60179    | 377,09802    | 384,349905   | 79,770735    | 71,068473    | 78,320358    | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 1,349           | 1,349        | 1,17997      | 0,16903      | 0,16903      | 0,150007     | 0,019024     | 1,178758     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 37,343497       | 37,343497    | 26,75911     | 10,584386    | 10,584386    | 8,93751      | 1,646876     | 26,733007    |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 614,129915      | 614,129915   | 492,959211   | 121,170703   | 121,170703   | 104,649683   | 16,521021    | 492,794679   |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -5314308,718    | -5314308,718 | -4404189,417 | -1062423,963 | -1062423,963 | -1000364,413 | -156730,7545 | -4386641,985 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,063918        | 0,063918     | 0,073074     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,073149     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000143        | 0,000143     | 0,000163     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000164     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,716608        | 0,716608     | 0,819262     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,820105     |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,0586          | 0,0586       | 0,066993     | 0,000013     | 0,000013     | 0,000014     | 0            | 0,067062     |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,100181        | 0,100181     | 0,039474     | 0,523964     | 0,523964     | 0,590414     | 0            | 0,039515     |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,017182        | 0,017182     | 0,000001     | 0,137118     | 0,137118     | 0,154449     | 0,000467     | 0,000001     |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,029126        | 0,029126     | 0            | 0,232451     | 0,232451     | 0,255043     | 0,054306     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,007336        | 0,007336     | 0            | 0,05855      | 0,05855      | 0,000078     | 0,519614     | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,00496         | 0,00496      | 0            | 0,039582     | 0,039582     | 0,000003     | 0,351667     | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,000903        | 0,000903     | 0,001033     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000006     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,001043        | 0,001043     | 0            | 0,008322     | 0,008322     | 0            | 0,073946     | 0            |
|                            | Unit       | L Sep           | Cooler Out   | JT In        | JT Out       | V LTS        | LNG          | R Out        | R1           |
| Vapour Fraction            |            | 0               | 0            | 0            | 0,302358     | 1            | 0            | 1            | 1            |
| Temperature                | C          | -44,002689      | -120         | -125,834297  | -162,851943  | -162,853052  | -162,853052  | -162,859132  | -125,000012  |
| Pressure                   | psia       | 377,09802       | 377,09802    | 377,09802    | 14,7         | 14,7         | 14,7         | 14,7         | 14,7         |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 0,001212        | 1,178758     | 1,178758     | 1,178758     | 0,356415     | 0,822343     | 0,355839     | 0,355839     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 0,026103        | 26,733007    | 26,733007    | 26,733007    | 7,982341     | 18,750666    | 7,971068     | 7,971068     |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 0,164532        | 492,794679   | 492,794679   | 492,794679   | 132,250812   | 360,543867   | 132,020913   | 132,020913   |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -17547,43238    | -4955890,942 | -4977775,716 | -4977775,716 | -1140821,223 | -3836954,493 | -1138550,239 | -1116665,465 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,000236        | 0,073149     | 0,073149     | 0,073149     | 0,224814     | 0,007415     | 0,225134     | 0,225134     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000023        | 0,000164     | 0,000164     | 0,000164     | 0,000003     | 0,000233     | 0,000003     | 0,000003     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0               | 0,820105     | 0,820105     | 0,820105     | 0,775058     | 0,839628     | 0,774738     | 0,774738     |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0               | 0,067062     | 0,067062     | 0,067062     | 0,000125     | 0,096073     | 0,000125     | 0,000125     |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0               | 0,039515     | 0,039515     | 0,039515     | 0,000001     | 0,056641     | 0,000001     | 0,000001     |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0               | 0,000001     | 0,000001     | 0,000001     | 0            | 0,000001     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0               | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0               | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0               | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,999741        | 0,000006     | 0,000006     | 0,000006     | 0            | 0,000008     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0               | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |





|                            | Unit       | Dry Gas      | LD Out       | Lean Gas     | Bttm         | LD2 Out      | H2O          | LPG          | Condensate   | V Sep        | L Sep        | Gas Pipe     | Heater Out   |
|----------------------------|------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1            | 0,967219     | 0,998965     | 0            | 0,120778     | 0            | 0            | 0            | 1            | 0            | 1            | 1            |
| Temperature                | C          | 34,990434    | 11,758564    | -40,720537   | 101,047744   | 86,518196    | 37,358413    | 37,359018    | 99,920764    | -40,720537   | -40,720537   | 26,979839    | 30           |
| Pressure                   | psia       | 995          | 391,60179    | 377,09802    | 384,349905   | 72,51885     | 65,266965    | 65,266965    | 71,068473    | 377,09802    | 377,09802    | 355,47587    | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 4,52419      | 4,52419      | 3,868049     | 0,656141     | 0,656141     | 0,068032     | 0,068084     | 0,519834     | 3,864046     | 0,004003     | 3,864046     | 3,864046     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 127,707134   | 127,707134   | 87,65966     | 54,338696    | 54,338696    | 1,465054     | 4,671483     | 48,198049    | 87,573455    | 0,086204     | 87,573455    | 87,573455    |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 2174,221102  | 2174,221102  | 1709,804792  | 532,761032   | 532,761032   | 9,233491     | 51,140796    | 472,360842   | 1709,261485  | 0,543307     | 1709,261485  | 1709,261485  |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -19155535,42 | -19155535,42 | -15542722,64 | -5807711,965 | -5807711,965 | -963822,2752 | -496225,7523 | -4411359,154 | -15484804,74 | -57917,89802 | -14907375,89 | -14889306,12 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,00371      | 0,00371      | 0,00434      | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,004344     | 0,000012     | 0,004344     | 0,004344     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000086     | 0,000086     | 0,0001       | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,0001       | 0,000012     | 0,0001       | 0,0001       |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,705582     | 0,705582     | 0,825268     | 0,000006     | 0,000006     | 0            | 0,000055     | 0            | 0,826123     | 0            | 0,826123     | 0,826123     |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,115379     | 0,115379     | 0,134719     | 0,00017      | 0,00017      | 0            | 0,001636     | 0            | 0,134859     | 0            | 0,134859     | 0,134859     |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,111483     | 0,111483     | 0,034499     | 0,007458     | 0,007458     | 0            | 0,071879     | 0            | 0,034535     | 0            | 0,034535     | 0,034535     |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,024442     | 0,024442     | 0,000027     | 0,023227     | 0,023227     | 0            | 0,222704     | 0,000149     | 0,000027     | 0            | 0,000027     | 0,000027     |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,029459     | 0,029459     | 0,000005     | 0,075879     | 0,075879     | 0            | 0,677094     | 0,007094     | 0,000005     | 0            | 0,000005     | 0,000005     |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,005303     | 0,005303     | 0            | 0,204422     | 0,204422     | 0            | 0,018149     | 0,255646     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,003302     | 0,003302     | 0            | 0,294723     | 0,294723     | 0            | 0,007154     | 0,371066     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,000891     | 0,000891     | 0,001043     | 0,104068     | 0,104068     | 1            | 0,000885     | 0            | 0,000008     | 0,999977     | 0,000008     | 0,000008     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,000347     | 0,000347     | 0            | 0,269081     | 0,269081     | 0            | 0,00044      | 0,33958      | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Heptane) |            | 0,000016     | 0,000016     | 0            | 0,020442     | 0,020442     | 0            | 0,000004     | 0,025801     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Octane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0,000523     | 0,000523     | 0            | 0            | 0,00066      | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Nonane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0,000002     | 0,000002     | 0            | 0            | 0,000003     | 0            | 0            | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Decane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |



|                            | Unit       | Dry Gas      | LD Out       | Lean Gas     | Bttm         | LD2 Out      | Comp Out     | CNG          | H2O          | LPG          | Condensate   | V Sep        | L Sep        |
|----------------------------|------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|--------------|
| Vapour Fraction            |            | 1            | 0,967219     | 0,998965     | 0            | 0,120778     | 1            | 1            | 0            | 0            | 0            | 1            | 0            |
| Temperature                | C          | 34,990434    | 11,758564    | -40,720537   | 101,047744   | 86,518196    | 128,005358   | 15           | 37,358092    | 37,358816    | 99,920761    | -40,720537   | -40,720537   |
| Pressure                   | psia       | 995          | 391,60179    | 377,09802    | 384,349905   | 72,51885     | 2864,696     | 2864,696     | 65,266965    | 65,266965    | 71,068473    | 377,09802    | 377,09802    |
| Molar Flow                 | MMSCFD     | 4,52419      | 4,52419      | 3,868049     | 0,656141     | 0,656141     | 3,864046     | 3,864046     | 0,067993     | 0,068084     | 0,519834     | 3,864046     | 0,004003     |
| Mass Flow                  | tonne/d    | 127,707134   | 127,707134   | 87,65966     | 54,338696    | 54,338696    | 87,573455    | 87,573455    | 1,464219     | 4,671482     | 48,198051    | 87,573455    | 0,086204     |
| Liquid Volume Flow         | barrel/day | 2174,221102  | 2174,221102  | 1709,804792  | 532,761032   | 532,761032   | 1709,261485  | 1709,261485  | 9,22823      | 51,14078     | 472,360862   | 1709,261485  | 0,543307     |
| Heat Flow                  | kJ/h       | -19155535,42 | -19155535,42 | -15542722,64 | -5807711,965 | -5807711,965 | -14411109,71 | -15752745,18 | -963273,1627 | -496226,1118 | -4411359,356 | -15484804,74 | -57917,89802 |
| Comp Mole Frac (Nitrogen)  |            | 0,00371      | 0,00371      | 0,00434      | 0            | 0            | 0,004344     | 0,004344     | 0            | 0            | 0            | 0,004344     | 0,000012     |
| Comp Mole Frac (CO2)       |            | 0,000086     | 0,000086     | 0,0001       | 0            | 0            | 0,0001       | 0,0001       | 0            | 0            | 0            | 0,0001       | 0,000012     |
| Comp Mole Frac (Methane)   |            | 0,705582     | 0,705582     | 0,825268     | 0,000006     | 0,000006     | 0,826123     | 0,826123     | 0            | 0,000055     | 0            | 0,826123     | 0            |
| Comp Mole Frac (Ethane)    |            | 0,115379     | 0,115379     | 0,134719     | 0,00017      | 0,00017      | 0,134859     | 0,134859     | 0            | 0,001636     | 0            | 0,134859     | 0            |
| Comp Mole Frac (Propane)   |            | 0,111483     | 0,111483     | 0,034499     | 0,007458     | 0,007458     | 0,034535     | 0,034535     | 0            | 0,071879     | 0            | 0,034535     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Butane)  |            | 0,024442     | 0,024442     | 0,000027     | 0,023227     | 0,023227     | 0,000027     | 0,000027     | 0            | 0,222704     | 0,000149     | 0,000027     | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Butane)  |            | 0,029459     | 0,029459     | 0,000005     | 0,075879     | 0,075879     | 0,000005     | 0,000005     | 0            | 0,677094     | 0,007094     | 0,000005     | 0            |
| Comp Mole Frac (i-Pentane) |            | 0,005303     | 0,005303     | 0            | 0,204422     | 0,204422     | 0            | 0            | 0            | 0,018149     | 0,255646     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Pentane) |            | 0,003302     | 0,003302     | 0            | 0,294723     | 0,294723     | 0            | 0            | 0            | 0,007154     | 0,371066     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (H2O)       |            | 0,000891     | 0,000891     | 0,001043     | 0,104068     | 0,104068     | 0,000008     | 0,000008     | 1            | 0,000885     | 0            | 0,000008     | 0,999977     |
| Comp Mole Frac (n-Hexane)  |            | 0,000347     | 0,000347     | 0            | 0,269081     | 0,269081     | 0            | 0            | 0            | 0,00044      | 0,33958      | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Heptane) |            | 0,000016     | 0,000016     | 0            | 0,020442     | 0,020442     | 0            | 0            | 0            | 0,000004     | 0,025801     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Octane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0,000523     | 0,000523     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,00066      | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Nonane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0,000002     | 0,000002     | 0            | 0            | 0            | 0            | 0,000003     | 0            | 0            |
| Comp Mole Frac (n-Decane)  |            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            | 0            |











LAMPIRAN 5A

| PERHITUNGAN KEKONOMIAN               |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
|--------------------------------------|-------------|-------------|-----------|------------|-----------|-----------|-----------|--------------------|-----------|------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| LAPANGAN CEMARA BARAT                |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| TEKNOLOGI PIPELINE                   |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| TOTAL INVESTMENT PLANT (US\$)        | 19,270,980  | GAS PIPE    |           | US\$/MMBTU |           | 10        |           | RAW GAS            |           | US\$/MMBTU |           | 3         |           |           |           |           |
| TOTAL INVESTMENT PIPELINE (US\$)     | 17,539,744  | LPG         |           | US\$/TON   |           | 892       |           | HEAT VAL. GAS PIPE |           | BTU/SCF    |           | 1046      |           |           |           |           |
| DAY OF OPERATION/YEAR                | 350         | CONDENSATE  |           | US\$/BBL   |           | 85        |           | HEAT VAL. RAW GAS  |           | BTU/SCF    |           | 1285      |           |           |           |           |
| CONTRACTOR INCOME                    | 100%        | LPG         |           | MMSCFD     |           | 1,179     |           | MARR               |           | BTU/SCF    |           | 12%       |           |           |           |           |
|                                      |             | CONDENSATE  |           | BBL        |           | 16.52     |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| TAHUN                                | 2013        | 2014        | 2015      | 2016       | 2017      | 2018      | 2019      | 2020               | 2021      | 2022       | 2023      | 2024      | 2025      | 2026      | 2027      | 2028      |
|                                      | 0           | 1           | 2         | 3          | 4         | 5         | 6         | 7                  | 8         | 9          | 10        | 11        | 12        | 13        | 14        | 15        |
| INPUT GAS (MMSCFD)                   |             | 1.44        | 1.44      | 1.44       | 1.44      | 1.44      | 1.44      | 1.44               | 1.44      | 1.44       | 1.44      | 1.44      | 1.44      | 1.44      | 1.44      | 1.44      |
| RAW GAS (MMBTUD)                     |             | 1,850       | 1,850     | 1,850      | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850              | 1,850     | 1,850      | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     |
| PRODUCTION                           |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| GAS PIPE (MMBTU)                     | 6,474,479   | 431,632     | 431,632   | 431,632    | 431,632   | 431,632   | 431,632   | 431,632            | 431,632   | 431,632    | 431,632   | 431,632   | 431,632   | 431,632   | 431,632   | 431,632   |
| LPG                                  |             | 3,129       | 3,129     | 3,129      | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129              | 3,129     | 3,129      | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     |
| CONDENSATE                           |             | 5,782       | 5,782     | 5,782      | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782              | 5,782     | 5,782      | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     |
| INCOME                               |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| GAS PIPE (MMBTU)                     |             | 4,316,319   | 4,316,319 | 4,316,319  | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319          | 4,316,319 | 4,316,319  | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319 | 4,316,319 |
| LPG                                  |             | 2,791,068   | 2,791,068 | 2,791,068  | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068          | 2,791,068 | 2,791,068  | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 |
| CONDENSATE                           |             | 491,470     | 491,470   | 491,470    | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470            | 491,470   | 491,470    | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   |
| TOTAL PRODUCT VALUE                  |             | 7,598,857   | 7,598,857 | 7,598,857  | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857          | 7,598,857 | 7,598,857  | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857 | 7,598,857 |
| FEED GAS COST                        |             | 1,942,920   | 1,942,920 | 1,942,920  | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920          | 1,942,920 | 1,942,920  | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 |
| TOTAL PROJECT GROSS INCOME           |             | 5,655,937   | 5,655,937 | 5,655,937  | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937          | 5,655,937 | 5,655,937  | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937 | 5,655,937 |
| OPERATING COST (5% UP/YEAR)          |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| OPERATING (10% FROM GROSS REVENUE)   |             | 565,594     | 593,873   | 623,567    | 654,745   | 687,483   | 721,857   | 757,950            | 795,847   | 835,639    | 877,421   | 921,293   | 967,357   | 1,015,725 | 1,066,511 | 1,119,837 |
| DEPRECIATION                         |             | 385,420     | 385,420   | 385,420    | 385,420   | 385,420   | 385,420   | 385,420            | 385,420   | 385,420    | 385,420   | 385,420   | 385,420   | 385,420   | 385,420   | 385,420   |
| OPERATING PIPELINE (1% FROM INITIAL) |             | 175,397     | 175,397   | 175,397    | 175,397   | 175,397   | 175,397   | 175,397            | 175,397   | 175,397    | 175,397   | 175,397   | 175,397   | 175,397   | 175,397   | 175,397   |
| TOTAL OPERATING COST                 | 8,830,709   | 1,126,411   | 1,154,690 | 1,184,384  | 1,215,568 | 1,248,300 | 1,282,674 | 1,318,767          | 1,356,664 | 1,396,457  | 1,438,238 | 1,482,110 | 1,528,174 | 1,576,542 | 1,627,328 | 1,680,654 |
| TOTAL COST (OPERATING & GAS COST)    |             | 3,069,331   | 3,097,610 | 3,127,304  | 3,158,482 | 3,191,200 | 3,225,594 | 3,261,687          | 3,299,584 | 3,339,477  | 3,381,158 | 3,425,030 | 3,471,094 | 3,519,462 | 3,570,248 | 3,623,574 |
| TOTAL PROJECT NET INCOME             |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| CONTRATOR TAKE                       |             | 4,529,526   | 4,501,247 | 4,471,553  | 4,440,375 | 4,407,637 | 4,373,263 | 4,337,170          | 4,299,273 | 4,259,480  | 4,217,699 | 4,173,827 | 4,127,763 | 4,079,395 | 4,028,609 | 3,975,283 |
| PROFIT BEFORE TAX                    |             | 4,529,526   | 4,501,247 | 4,471,553  | 4,440,375 | 4,407,637 | 4,373,263 | 4,337,170          | 4,299,273 | 4,259,480  | 4,217,699 | 4,173,827 | 4,127,763 | 4,079,395 | 4,028,609 | 3,975,283 |
| TAX (30%)                            |             | 1,358,858   | 1,350,374 | 1,341,466  | 1,332,112 | 1,322,291 | 1,311,979 | 1,301,151          | 1,289,782 | 1,277,844  | 1,265,310 | 1,252,148 | 1,238,309 | 1,223,818 | 1,208,583 | 1,192,585 |
| NET PROFIT AFTER TAX                 |             | 3,170,668   | 3,150,873 | 3,130,087  | 3,108,262 | 3,085,346 | 3,061,284 | 3,036,019          | 3,009,491 | 2,981,636  | 2,952,389 | 2,921,679 | 2,889,434 | 2,855,576 | 2,820,026 | 2,782,698 |
| NET CASH FLOW (DF 5%)                | -36,810,724 | 3,170,668   | 3,150,873 | 3,130,087  | 3,108,262 | 3,085,346 | 3,061,284 | 3,036,019          | 3,009,491 | 2,981,636  | 2,952,389 | 2,921,679 | 2,889,434 | 2,855,576 | 2,820,026 | 2,782,698 |
| IRR                                  |             | 2.67%       |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| NPV @12%                             |             | -16,026,945 |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |
| PAY BACK PERIODE (YEAR)              |             |             |           |            |           |           |           |                    |           |            |           |           |           |           |           |           |



| PERHITUNGAN KEKONOMIAN<br>LAPANGAN CEMARA BARAT |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
|---|-------------|------------|------------|-----------|------------------|------------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|-----------|
| TEKNOLOGI LNG                                   |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| TOTAL INVESTMENT PLANT (US\$)                   | 17,455,434  | LNG        | US\$/MMBTU | 10        | RAW GAS          | US\$/MMBTU | 3         |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER (US\$)             | 308,634     | LPG        | US\$/TON   | 892       | HEAT VAL LNG     | BTU/SCF    | 1160      |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| DAY OF OPERATION/YEAR                           | 350         | CONDENSATE | US\$/BBL   | 85        | HEAT VAL RAW GAS | BTU/SCF    | 1285      |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| CONTRACTOR INCOME                               | 100%        | LNG        | MMSCFD     | 0.822     | MARR             |            | 12%       |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
|   |             | LPG        | TON        | 8.94      |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
|   |             | CONDENSATE | BBL        | 16.52     |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| TAHUN   | 2013        | 2014       | 2015       | 2016      | 2017             | 2018       | 2019      | 2020      | 2021      | 2022      | 2023      | 2024      | 2025      | 2026      | 2027      | 2028      |
|   | 0           | 1          | 2          | 3         | 4                | 5          | 6         | 7         | 8         | 9         | 10        | 11        | 12        | 13        | 14        | 15        |
| INPUT GAS (MMSCFD)                              |             | 1.4        | 1.4        | 1.4       | 1.4              | 1.4        | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       | 1.4       |
| RAW GAS (MMBTUD)                                |             | 1,850      | 1,850      | 1,850     | 1,850            | 1,850      | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     | 1,850     |
| PRODUCTION                                      |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| LNG (MMBTU)                                     | 5,007,990   | 333,866    | 333,866    | 333,866   | 333,866          | 333,866    | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   | 333,866   |
| LPG   |             | 3,129      | 3,129      | 3,129     | 3,129            | 3,129      | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     | 3,129     |
| CONDENSATE                                      |             | 5,782      | 5,782      | 5,782     | 5,782            | 5,782      | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     | 5,782     |
| INCOME  |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| LNG (MMBTU)                                     |             | 3,338,660  | 3,338,660  | 3,338,660 | 3,338,660        | 3,338,660  | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 | 3,338,660 |
| LPG   |             | 2,791,068  | 2,791,068  | 2,791,068 | 2,791,068        | 2,791,068  | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 | 2,791,068 |
| CONDENSATE                                      |             | 491,470    | 491,470    | 491,470   | 491,470          | 491,470    | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   | 491,470   |
| TOTAL PRODUCT VALUE                             |             | 6,621,198  | 6,621,198  | 6,621,198 | 6,621,198        | 6,621,198  | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 | 6,621,198 |
| FEED GAS COST                                   |             | 1,942,920  | 1,942,920  | 1,942,920 | 1,942,920        | 1,942,920  | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 | 1,942,920 |
| TOTAL PROJECT GROSS INCOME                      |             | 4,678,278  | 4,678,278  | 4,678,278 | 4,678,278        | 4,678,278  | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 | 4,678,278 |
| OPERATING COST (5% UP/YEAR)                     |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| OPERATING (10% FROM GROSS REVENUE)              |             | 467,828    | 491,219    | 515,780   | 541,569          | 568,648    | 597,080   | 626,934   | 658,281   | 691,195   | 725,754   | 762,042   | 800,144   | 840,152   | 882,159   | 926,267   |
| OPERATING TRANSPORTER (10%)                     |             | 30,863     | 32,407     | 34,027    | 35,728           | 37,515     | 39,390    | 41,360    | 43,428    | 45,599    | 47,879    | 50,273    | 52,787    | 55,426    | 58,198    | 61,107    |
| DEPRECIATION                                    |             | 888,203    | 888,203    | 888,203   | 888,203          | 888,203    | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   | 888,203   |
| TOTAL OPERATING COST                            | 10,467,749  | 1,386,895  | 1,411,629  | 1,436,010 | 1,465,501        | 1,494,366  | 1,524,674 | 1,556,497 | 1,589,932 | 1,624,997 | 1,661,637 | 1,700,519 | 1,741,135 | 1,783,781 | 1,828,560 | 1,875,578 |
| TOTAL COST (OPERATING & GAS COST)               |             | 3,329,815  | 3,354,749  | 3,380,930 | 3,408,421        | 3,437,286  | 3,467,536 | 3,499,417 | 3,532,832 | 3,567,917 | 3,604,757 | 3,643,439 | 3,684,055 | 3,726,701 | 3,771,480 | 3,818,498 |
| TOTAL PROJECT NET INCOME                        |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| CONTRACTOR TAKE                                 |             | 3,291,384  | 3,266,449  | 3,240,268 | 3,212,777        | 3,183,912  | 3,153,604 | 3,121,781 | 3,088,366 | 3,053,281 | 3,016,441 | 2,977,759 | 2,937,144 | 2,894,497 | 2,849,718 | 2,802,700 |
| PROFIT BEFORE TAX                               |             | 987,415    | 979,935    | 972,080   | 963,833          | 955,174    | 946,081   | 936,534   | 926,510   | 915,984   | 904,932   | 893,328   | 881,143   | 868,349   | 854,915   | 840,810   |
| TAX (30%)                                       |             | 2,303,968  | 2,286,514  | 2,268,187 | 2,248,944        | 2,228,739  | 2,207,523 | 2,185,247 | 2,161,856 | 2,137,296 | 2,111,509 | 2,084,432 | 2,056,000 | 2,026,148 | 1,994,803 | 1,961,890 |
| NET PROFIT AFTER TAX                            |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| NET CASH FLOW                                   |             |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| IRR   | -17,764,068 | 2,303,968  | 2,286,514  | 2,268,187 | 2,248,944        | 2,228,739  | 2,207,523 | 2,185,247 | 2,161,856 | 2,137,296 | 2,111,509 | 2,084,432 | 2,056,000 | 2,026,148 | 1,994,803 | 1,961,890 |
| NPV @12%  | 8.88%       |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |
| PAY BACK PERIODE (YEAR)                         | -2,787,310  |            |            |           |                  |            |           |           |           |           |           |           |           |           |           |           |

LAMPIRAN 6A

| PERHITUNGAN KEEKONOMIAN              |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
|--------------------------------------|-------------|------------|------------|------------|------------|--------------------|------------|------------|------------|------------|------------|--|
| LAPANGAN TAMBUN                      |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| TEKNOLOGI PIPELINE                   |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT PLANT (US\$)        | 20,286,879  | GAS PIPE   |            | US\$/MMBTU | 10         | RAW GAS            |            | US\$/MMBTU | 3          |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT PIPELINE (US\$)     | 9,482,350   | LPG        |            | US\$/TON   | 892        | HEAT VAL. GAS PIPE |            | BTU/SCF    | 1216       |            |            |  |
| DAY OF OPERATION/YEAR                | 350         | CONDENSATE |            | US\$/BBL   | 85         | HEAT VAL. RAW GAS  |            | BTU/SCF    | 1431       |            |            |  |
| CONTRACTOR INCOME                    | 100%        | GAS PIPE   |            | MMSCFD     | 3.864      | MARR               |            |            | 12%        |            |            |  |
|                                      |             | LPG        |            | TON        | 4.67       |                    |            |            |            |            |            |  |
|                                      |             | CONDENSATE |            | BBL        | 472.36     |                    |            |            |            |            |            |  |
| TAHUN                                | 2013        | 2014       | 2015       | 2016       | 2017       | 2018               | 2019       | 2020       | 2021       | 2022       | 2023       |  |
|                                      | 0           | 1          | 2          | 3          | 4          | 5                  | 6          | 7          | 8          | 9          | 10         |  |
| INPUT GAS (MMSCFD)                   |             | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8                | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        |  |
| RAW GAS (MMBTUD)                     |             | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870              | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      |  |
| PRODUCTION                           |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| GAS PIPE (MMBTU)                     | 16,449,379  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938          | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  |  |
| LPG                                  |             | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635              | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      |  |
| CONDENSATE                           |             | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326            | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    |  |
| INCOME                               |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| GAS PIPE (MMBTU)                     |             | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379         | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 |  |
| LPG                                  |             | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974          | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  |  |
| CONDENSATE                           |             | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710         | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 |  |
| TOTAL PRODUCT VALUE                  |             | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063         | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 |  |
| FEED GAS COST                        |             | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734          | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  |  |
| TOTAL PROJECT GROSS INCOME           |             | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329         | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 |  |
| OPERATING COST (5% UP/YEAR)          |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| OPERATING (10% FROM GROSS REVENUE)   |             | 2,474,633  | 2,598,365  | 2,728,283  | 2,864,697  | 3,007,932          | 3,158,328  | 3,316,245  | 3,482,057  | 3,656,160  | 3,838,968  |  |
| DEPRETIATION                         |             | 405,738    | 405,738    | 405,738    | 405,738    | 405,738            | 405,738    | 405,738    | 405,738    | 405,738    | 405,738    |  |
| OPERATING PIPELINE (1% FROM INITIAL) |             | 94,824     | 94,824     | 94,824     | 94,824     | 94,824             | 94,824     | 94,824     | 94,824     | 94,824     | 94,824     |  |
| TOTAL OPERATING COST                 | 19,639,507  | 2,975,194  | 3,098,926  | 3,228,844  | 3,365,258  | 3,508,493          | 3,658,889  | 3,816,806  | 3,982,618  | 4,156,721  | 4,339,529  |  |
| TOTAL COST (OPERATING & GAS COST)    |             | 10,188,928 | 10,312,659 | 10,442,578 | 10,578,992 | 10,722,227         | 10,872,623 | 11,030,540 | 11,196,352 | 11,370,455 | 11,553,263 |  |
| TOTAL PROJECT NET INCOME             |             |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| CONTRATOR TAKE                       |             | 21,771,135 | 21,647,404 | 21,517,485 | 21,381,071 | 21,237,836         | 21,087,440 | 20,929,523 | 20,763,711 | 20,589,608 | 20,406,800 |  |
| PROFIT BEFORE TAX                    |             | 21,771,135 | 21,647,404 | 21,517,485 | 21,381,071 | 21,237,836         | 21,087,440 | 20,929,523 | 20,763,711 | 20,589,608 | 20,406,800 |  |
| TAX (30%)                            |             | 6,531,341  | 6,494,221  | 6,455,246  | 6,414,321  | 6,371,351          | 6,326,232  | 6,278,857  | 6,229,113  | 6,176,883  | 6,122,040  |  |
| NET PROFIT AFTER TAX                 |             | 15,239,795 | 15,153,183 | 15,062,240 | 14,966,750 | 14,866,486         | 14,761,208 | 14,650,666 | 14,534,598 | 14,412,726 | 14,284,760 |  |
| NET CASH FLOW (DF 5%)                | -29,769,229 | 15,239,795 | 15,153,183 | 15,062,240 | 14,966,750 | 14,866,486         | 14,761,208 | 14,650,666 | 14,534,598 | 14,412,726 | 14,284,760 |  |
| IRR                                  | 49.72%      |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| NPV @12%                             | 54,358,712  |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |
| PAY BACK PERIODE (YEAR)              | 3           |            |            |            |            |                    |            |            |            |            |            |  |

| PERHITUNGAN KEKONOMIAN              |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
|-------------------------------------|-------------|------------|------------|------------|-------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|--|
| LAPANGAN TAMBUN                     |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TEKNOLOGI CNG                       |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT PLANT (US\$)       | 24,810,297  | CNG        | US\$/MMBTU | 10         | RAW GAS           | US\$/MMBTU | 3          |            |            |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER (US\$) | 3,289,000   | LPG        | US\$/TON   | 892        | HEAT VAL. CNG     | BTU/SCF    | 1216       |            |            |            |            |  |
| DAY OF OPERATION/YEAR               | 350         | CONDENSATE | US\$/BBL   | 85         | HEAT VAL. RAW GAS | BTU/SCF    | 1431       |            |            |            |            |  |
| CONTRACTOR INCOME                   | 100%        | CNG        | MMSCFD     | 3.864      | MARR              |            | 12%        |            |            |            |            |  |
|                                     |             | LPG        | TON        | 4.67       |                   |            |            |            |            |            |            |  |
|                                     |             | CONDENSATE | BBL        | 472.36     |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TAHUN                               | 2013        | 2014       | 2015       | 2016       | 2017              | 2018       | 2019       | 2020       | 2021       | 2022       | 2023       |  |
|                                     | 0           | 1          | 2          | 3          | 4                 | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          | 10         |  |
| INPUT GAS (MMSCFD)                  |             | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8               | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        |  |
| RAW GAS (MMBTUD)                    |             | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870             | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      |  |
| PRODUCTION                          |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| CNG (MMBTU)                         | 16,449,379  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938         | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  | 1,644,938  |  |
| LPG                                 |             | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635             | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      |  |
| CONDENSATE                          |             | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326           | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    |  |
| INCOME                              |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| CNG (MMBTU)                         |             | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379        | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 | 16,449,379 |  |
| LPG                                 |             | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974         | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  |  |
| CONDENSATE                          |             | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710        | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 |  |
| TOTAL PRODUCT VALUE                 |             | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063        | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 | 31,960,063 |  |
| FEED GAS COST                       |             | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734         | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  |  |
| TOTAL PROJECT GROSS INCOME          |             | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329        | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 | 24,746,329 |  |
| OPERATING COST (5% UP/YEAR)         |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| OPERATING (10% FROM GROSS REVENUE)  |             | 2,474,633  | 2,598,365  | 2,728,283  | 2,864,697         | 3,007,932  | 3,158,328  | 3,316,245  | 3,482,057  | 3,656,160  | 3,838,968  |  |
| OPERATING TRANSPORTER (10%)         |             | 328,900    | 345,345    | 362,612    | 380,743           | 399,780    | 419,769    | 440,757    | 462,795    | 485,935    | 510,232    |  |
| DEPRETIATION                        |             | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965         | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965  | 1,404,965  |  |
| TOTAL OPERATING COST                | 26,983,946  | 4,208,498  | 4,348,674  | 4,495,860  | 4,650,405         | 4,812,677  | 4,983,062  | 5,161,967  | 5,349,817  | 5,547,060  | 5,754,165  |  |
| TOTAL COST (OPERATING & GAS COST)   |             | 11,422,231 | 11,562,408 | 11,709,594 | 11,864,138        | 12,026,410 | 12,196,796 | 12,375,701 | 12,563,551 | 12,760,793 | 12,967,898 |  |
| TOTAL PROJECT NET INCOME            |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| CONTRATOR TAKE                      |             | 20,537,832 | 20,397,655 | 20,250,469 | 20,095,925        | 19,933,653 | 19,763,267 | 19,584,362 | 19,396,512 | 19,199,270 | 18,992,165 |  |
| PROFIT BEFORE TAX                   |             | 20,537,832 | 20,397,655 | 20,250,469 | 20,095,925        | 19,933,653 | 19,763,267 | 19,584,362 | 19,396,512 | 19,199,270 | 18,992,165 |  |
| TAX (30%)                           |             | 6,161,349  | 6,119,296  | 6,075,141  | 6,028,777         | 5,980,096  | 5,928,980  | 5,875,309  | 5,818,954  | 5,759,781  | 5,697,649  |  |
| NET PROFIT AFTER TAX                |             | 14,376,482 | 14,278,358 | 14,175,329 | 14,067,147        | 13,953,557 | 13,834,287 | 13,709,054 | 13,577,558 | 13,439,489 | 13,294,515 |  |
| NET CASH FLOW                       | -28,099,297 | 14,376,482 | 14,278,358 | 14,175,329 | 14,067,147        | 13,953,557 | 13,834,287 | 13,709,054 | 13,577,558 | 13,439,489 | 13,294,515 |  |
| IRR                                 | 49.57%      |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| NPV @12%                            | 50,887,537  |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| PAY BACK PERIODE (YEAR)             | 3           |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |

LAMPIRAN 6C

| PERHITUNGAN KEKONOMIAN              |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
|-------------------------------------|-------------|------------|------------|------------|-------------------|------------|------------|------------|------------|------------|------------|--|
| LAPANGAN TAMBUN                     |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TEKNOLOGI LNG                       |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT PLANT (US\$)       | 22,867,693  | LNG        | US\$/MMBTU | 10         | RAW GAS           | US\$/MMBTU | 3          |            |            |            |            |  |
| TOTAL INVESTMENT TRANSPORTER (US\$) | 617,268     | LPG        | US\$/TON   | 892        | HEAT VAL. LNG     | BTU/SCF    | 1216       |            |            |            |            |  |
| DAY OF OPERATION/YEAR               | 350         | CONDENSATE | US\$/BBL   | 85         | HEAT VAL. RAW GAS | BTU/SCF    | 1431       |            |            |            |            |  |
| CONTRACTOR INCOME                   | 100%        | LNG        | MMSCFD     | 2.883      | MARR              |            | 12%        |            |            |            |            |  |
|                                     |             | LPG        | TON        | 4.67       |                   |            |            |            |            |            |            |  |
|                                     |             | CONDENSATE | BBL        | 472.36     |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| TAHUN                               | 2013        | 2014       | 2015       | 2016       | 2017              | 2018       | 2019       | 2020       | 2021       | 2022       | 2023       |  |
|                                     | 0           | 1          | 2          | 3          | 4                 | 5          | 6          | 7          | 8          | 9          | 10         |  |
| INPUT GAS (MMSCFD)                  |             | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8               | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        | 4.8        |  |
| RAW GAS (MMBTUD)                    |             | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870             | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      | 6,870      |  |
| PRODUCTION                          |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| LNG (MMBTU)                         | 12,273,178  | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318         | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318  | 1,227,318  |  |
| LPG                                 |             | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635             | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      | 1,635      |  |
| CONDENSATE                          |             | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326           | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    | 165,326    |  |
| INCOME                              |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| LNG (MMBTU)                         |             | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178        | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178 | 12,273,178 |  |
| LPG                                 |             | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974         | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  | 1,457,974  |  |
| CONDENSATE                          |             | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710        | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 | 14,052,710 |  |
| TOTAL PRODUCT VALUE                 |             | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862        | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862 | 27,783,862 |  |
| FEED GAS COST                       |             | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734         | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  | 7,213,734  |  |
| TOTAL PROJECT GROSS INCOME          |             | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128        | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128 | 20,570,128 |  |
| OPERATING COST (5% UP/YEAR)         |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| OPERATING (10% FROM GROSS REVENUE)  |             | 2,057,013  | 2,159,863  | 2,267,857  | 2,381,249         | 2,500,312  | 2,625,328  | 2,756,594  | 2,894,424  | 3,039,145  | 3,191,102  |  |
| OPERATING TRANSPORTER (10%)         |             | 61,727     | 64,813     | 68,054     | 71,456            | 75,029     | 78,781     | 82,720     | 86,856     | 91,199     | 95,759     |  |
| DEPRETIATION                        |             | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248         | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248  | 1,174,248  |  |
| TOTAL OPERATING COST                | 21,028,255  | 3,292,988  | 3,398,925  | 3,510,158  | 3,626,954         | 3,749,589  | 3,878,356  | 4,013,562  | 4,155,527  | 4,304,591  | 4,461,109  |  |
| TOTAL COST (OPERATING & GAS COST)   |             | 10,506,721 | 10,612,658 | 10,723,892 | 10,840,688        | 10,963,323 | 11,092,090 | 11,227,295 | 11,369,261 | 11,518,325 | 11,674,842 |  |
| TOTAL PROJECT NET INCOME            |             |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| CONTRATOR TAKE                      |             | 17,277,141 | 17,171,204 | 17,059,970 | 16,943,174        | 16,820,539 | 16,691,772 | 16,556,567 | 16,414,601 | 16,265,537 | 16,109,020 |  |
| PROFIT BEFORE TAX                   |             | 17,277,141 | 17,171,204 | 17,059,970 | 16,943,174        | 16,820,539 | 16,691,772 | 16,556,567 | 16,414,601 | 16,265,537 | 16,109,020 |  |
| TAX (30%)                           |             | 5,183,142  | 5,151,361  | 5,117,991  | 5,082,952         | 5,046,162  | 5,007,532  | 4,966,970  | 4,924,380  | 4,879,661  | 4,832,706  |  |
| NET PROFIT AFTER TAX                |             | 12,093,998 | 12,019,843 | 11,941,979 | 11,860,222        | 11,774,377 | 11,684,240 | 11,589,597 | 11,490,221 | 11,385,876 | 11,276,314 |  |
| NET CASH FLOW                       | -23,484,961 | 12,093,998 | 12,019,843 | 11,941,979 | 11,860,222        | 11,774,377 | 11,684,240 | 11,589,597 | 11,490,221 | 11,385,876 | 11,276,314 |  |
| IRR                                 | 49.99%      |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| NPV @12%                            | 43,153,329  |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |
| PAY BACK PERIODE (YEAR)             | 3           |            |            |            |                   |            |            |            |            |            |            |  |