



UNIVERSITAS INDONESIA

**KAJIAN KEEKONOMIAN PEMBANGUNAN SMALL SCALE
LNG PLANT BERBAHAN BAKU GAS METANA BATUBARA
DI KALIMANTAN SELATAN DENGAN PROSES SIKLUS
GANDA NITROGEN DAN PENDINGINAN AWAL**

TESIS

MOCHAMAD ILHAM SYAH

09 06 57 89 45

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
JAKARTA
JANUARI 2012**



UNIVERSITAS INDONESIA

**KAJIAN KEEKONOMIAN PEMBANGUNAN SMALL SCALE
LNG PLANT BERBAHAN BAKU GAS METANA BATUBARA
DI KALIMANTAN SELATAN DENGAN PROSES SIKLUS
GANDA NITROGEN DAN PENDINGINAN AWAL**

TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

MOCHAMAD ILHAM SYAH

09 06 57 89 45


**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
JAKARTA
JANUARI 2012**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Mochamad Ilham Syah

NPM : 0906578945

Tanda Tangan : 

Tanggal : Januari 2012

HALAMAN PENGESAHAN

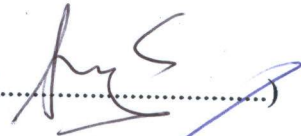
Tesis ini diajukan oleh :

Nama : Mochamad Ilham Syah
NPM : 0906578945
Program Studi : Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas
Judul Tesis : Kajian Keekonomian Pembangunan Small Scale LNG Plant
Berbahan Baku Gas Metana Batubara di Kalimantan Selatan
dengan Proses Siklus Ganda Nitrogen dan Pendinginan Awal

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Mahmud Sudibandriyo MSc., PhD

()

Penguji : Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA

()

Penguji : Kamarza Mulia, M.Sc., Ph.D

()

Penguji : Dr. Ir. Praswasti PDK. Wulan, MT

()

Ditetapkan di : Jakarta

Tanggal : Januari 2012

KATA PENGANTAR

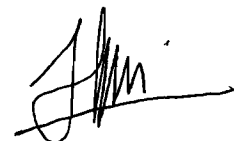
Puji syukur kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat-Nya, tesis ini dapat diselesaikan. Penulisan tesis ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Magister Teknik Program Studi Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa dari masa perkuliahan hingga penyusunan tesis ini, telah banyak pihak yang membantu sehingga semua proses dapat berjalan dengan baik. Oleh karena itu, saya mengucapkan terimakasih dengan tulus kepada:

1. Bapak Ir. Mahmud Sudibandriyo MSc., PhD selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini.
2. Seluruh staf pengajar Pasca Sarjana Magister Manajemen Gas Universitas Indonesia.
3. Seluruh pihak pihak yang telah bersedia menjadi nara sumber baik menjadi responden maupun para pakar dalam penelitian ini.
4. Keluarga tercinta yang telah membantu dengan doa yang tulus.
5. Teman-teman S2 atas kerjasama dalam menyelesaikan tugas dan tesis.
6. Pihak-pihak lain yang tidak dapat disebut satu persatu.

Penulis menyadari akan keterbatasan kemampuan dan wawasan dalam penyusunan tesis ini sehingga segala kritik dan saran yang bermanfaat diharapkan dapat memperbaiki penelitian ini di masa mendatang.

Akhir kata, Saya berharap Allah SWT berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga tesis ini membawa manfaat.

Jakarta, Januari 2012



Mochamad Ilham Syah

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai civitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Mochamad Ilham Syah

NPM : 0906578945

Program Studi : Manajemen Gas

Departemen : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Jenis Karya : Tesis

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia Hak Bebas Royalti Non eksklusif (Non-Exclusive Royalty Free Right) atas karya ilmiah saya yang berjudul

“KAJIAN KEEKONOMIAN PEMBANGUNAN SMALL SCALE LNG PLANT BERBAHAN BAKU GAS METANA BATUBARA DI KALIMANTAN SELATAN DENGAN PROSES SIKLUS GANDA NITROGEN DAN PENDINGINAN AWAL ”

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non eksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama Saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Jakarta

Pada tanggal : Januari 2012

Yang menyatakan



(Mochamad Ilham Syah)

ABSTRAK

Nama : Mochamad Ilham Syah
Program Studi : Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas
Judul : **KAJIAN KEEKONOMIAN PEMBANGUNAN SMALL SCALE LNG PLANT BERBAHAN BAKU GAS METANA BATUBARA DI KALIMANTAN SELATAN DENGAN PROSES SIKLUS GANDA NITROGEN DAN PENDINGINAN AWAL**

Berdasarkan data Bank Dunia, Cekungan Barito yang didalamnya meliputi wilayah Kalimantan Selatan mempunyai sumber daya Gas Metana Batubara (GMB) sebesar 101,6 TCF. Dengan terbatasnya infrastruktur gas bumi di Kalimantan Selatan serta adanya rencana pembangunan LNG Receiving Terminal, maka terbuka kesempatan bagi pemerintah maupun investor swasta untuk memanfaatkan GMB di Kalimantan Selatan untuk diubah menjadi LNG.

Pada penelitian ini dilakukan analisa dari sisi teknis maupun ekonomis untuk menilai kelayakan pembangunan Small Scale LNG Plant berbahan baku GMB di Kalimantan Selatan dengan proses siklus ganda nitrogen dan pendinginan awal. Produksi GMB dari Lapangan Barito-Banjar di Kalimantan Selatan pada tahun 2015 diperkirakan mencapai 30-40 MMSCFD.

Simulator menunjukkan bahwa hampir 100% kandungan gas metana dapat direcover menjadi LNG, dengan komposisi akhir LNG: 98,17% CH₄, 1,73% N₂ dan 0,1% CO₂. Proses ini membutuhkan energi sebesar 11 kW-day/ton LNG dan menghasilkan LNG sebesar 540.1 ton per hari. Analisis parameter keekonomian menunjukkan dengan biaya CAPEX US\$ 1,21/MMBTU dan biaya OPEX US\$ 1,88/MMBTU didapatkan harga IRR pada tahun 2015 sebesar 26% dengan nilai NPV sebesar US\$ 119.468.009,25 dan *payback period* selama 4,33 tahun sejak masa konstruksi atau 3,33 tahun setelah pabrik mulai beroperasi.

Analisis sensitivitas terhadap pabrik LNG menunjukkan bahwa parameter yang paling berpengaruh adalah harga jual LNG.

Kata Kunci:

Kajian Keekonomian, Small Scale LNG Plant, Gas Metana Batubara

ABSTRACT

Name : Mochamad Ilham Syah
Study Program : Chemical engineering, Speciality Area Gas Management
Title : ECONOMICAL STUDY OF SMALL SCALE LNG PLANT
RAW BASED COAL BED METHANE IN SOUTH
KALIMANTAN WITH DOUBLE CYCLE OF NITROGEN
AND PRE-COOLING PROCESS

Based on World Bank data, in which Barito Basin covers an area of South Kalimantan have the resources of 101,6 TCF Coal Bed Methane (CBM). With limited natural gas infrastructure in South Kalimantan , as well as a plan to build LNG Receiving Terminal, then open the opportunity for government and private investors to take advantage of CBM in South Kalimantan to be converted into LNG.

In this study conducted an analysis of the technical and economical way to assess the feasibility of establishing Small Scale LNG Plant raw based GMB in South Kalimantan with double nitrogen cycle processes and pre-cooling. CBM Production of Field-Banjar Barito in South Kalimantan in 2015 is estimated at 30-40 MMSCFD.

Simulation showed that almost 100% methane gas content can be recovered into LNG, with LNG final composition: 98,17% CH₄, 1,73% N₂ and 0,1% CO₂. This process requires an energy of 11 kW-day/tonne of LNG and LNG produced 540,1 tons per day. The analysis shows the economic parameters with CAPEX of US\$ 1,21/MMBTU and OPEX costs US\$ 1,88/MMBTU, IRR price obtained in 2015 by 26% with NPV US\$ 119.468.009,25 NPV and the payback period for 4,33 years since the time of construction or 3,33 years after the plant began operating. Sensitivity analysis of the LNG plant showed that the most influential parameter is the selling price of LNG.

Keywords:

Economic Study, Small Scale LNG Plant, Coal Bed Methane

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS.	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
BAB 1 PENDAHULUAN	14
1.1 Latar Belakang	14
1.2 Rumusan Masalah	21
1.3 Tujuan Penelitian.....	22
1.4 Batasan Masalah.....	22
1.5 Sistematika Penulisan.....	22
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	24
2.1 Gas Metana Batubara	24
2.2 Overview Lapangan GMB Barito - Banjar di Kalimantan Selatan.....	27
2.3 LNG.....	30
2.3.1 LNG di Dunia.....	33
2.3.2 LNG di Indonesia.....	34
2.4 Small Scale LNG.....	35
2.4.1 Small Scale LNG di Dunia.....	37
2.4.2 Teknologi pencairan gas bumi berbasis ekspansi siklus refrigerant	37

2.4.3	Teknologi pencairan berbasis siklus Single Mixed Refrigerant / SMR (tanpa pre-cooling)	41
2.4.4	Teknologi dengan siklus pre-cooling dan mixed refrigerant	44
2.4.5	Small Scale LNG berbahan baku GMB	47
2.5	Keekonomian.....	49
2.5.1	NPV (Net Present Value).....	49
2.5.2	IRR (Internal Rate of Return)	50
2.5.3	PBP (Payback Period).....	51
2.5.4	Analisis Sensitivitas	52
BAB 3	METODE PENELITIAN	54
3.1	Metodologi	54
3.2	Inventarisasi Data Primer dan Sekunder tentang Sumber GMB	55
3.3	Input & Output Structure.....	55
3.4	Penentuan Proses	56
3.5	Neraca Massa, Energi dan & Sizing Peralatan Utama (Proses Simulator) 56	
3.6	Penentuan Biaya Investasi dan Biaya Operasi	57
3.7	Analisa Keekonomian dan Sensitivitas	57
3.8	Kesimpulan.....	57
BAB 4	PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN.....	58
4.1	Inventarisasi Data Primer dan Sekunder tentang Sumber GMB	58
4.2	Input – Output Structure.....	59
4.3	Penentuan Proses	60
4.4	Neraca Massa, Energi, & Sizing Peralatan Utama (Proses Simulator)..	63
4.5	PENENTUAN BIAYA INVESTASI DAN BIAYA OPERASI.....	71
4.6	ANALISA KEEKONOMIAN DAN SENSITIVITAS	79

BAB 5	KESIMPULAN.....	85
DAFTAR PUSTAKA	86
LAMPIRAN		

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Primary Energy Mix 2006 dan Energy Mix 2025.....	15
Gambar 1.2 Peta Cadangan Gas Bumi dan Gas Metana Batubara Indonesia.....	16
Gambar 1.3 Peta Wilayah Kontrak Kerja Sama Gas Metana Batubara Indonesia (KKS GMB).....	17
Gambar 1.4 Peta Wilayah Kerja Lapangan Barito – Banjar, Kalimantan Selatan	18
Gambar 1.5 Neraca Gas Indonesia 2010 – 2025 untuk Propinsi Kalimantan Selatan, Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur.....	19
Gambar 1.6 Peta Lokasi Rencana Pembangunan LNG Floating Storage Receiving Terminal di Indonesia	19
Gambar 1.7 Profil Produksi Lapangan GMB Barito Banjar	20
Gambar 1.8 Perbandingan Pemanfaatan Gas Bumi dengan Jarak Konsumen dan Kapasitas Produksi	21
Gambar 2.1 Pembentukan GMB	25
Gambar 2.2 Kaitan antara lapisan batubara, air dan sumur GMB.	25
Gambar 2.3 Skema sumur produksi GMB.....	27
Gambar 2.4 Peta Kalimantan Selatan	28
Gambar 2.5 Peta Jarak Lapangan Barito – Banjar ke Kota Balikpapan dan Kota Samarinda, Propinsi Kalimantan Timur (Ditjen Migas, 2010).....	29
Gambar 2.6 Rantai Industri LNG (LNG Chain)	31
Gambar 2.7 Peta Lokasi Kilang LNG di Indonesia (Ditjen Migas, 2011).....	35
Gambar 2.8 Kondisi Lapangan Gas Bumi di Dunia beserta Potensi Cadangan dan Alternatif Pemanfaatannya sebagai LNG.....	36
Gambar 2.9 Proses Nitrogen Expansion oleh APCI	39
Gambar 2.10 Proses NDX-1 oleh Mustang	39
Gambar 2.11 Proses EcoRel oleh CRYOSTAR	40
Gambar 2.12 Proses OCX-2 oleh Mustang.....	40
Gambar 2.13 Proses pre-cooling propane APCI.....	41
Gambar 2.14 Proses PRICO oleh Black & Veatch	43
Gambar 2.15 Proses AP-M oleh APCI	43
Gambar 2.16 Proses LiMuM oleh Linde.....	44

Gambar 2.17 Proses C3-MR oleh APCI	45
Gambar 2.18 Hubungan NPV Terhadap Faktor Diskon	50
Gambar 3.1 Kajian Keekonomian Pembangunan Small Scale LNG Plant Berbahan Baku Gas Metana Batubara Di Kalimantan Selatan.....	54
Gambar 4.1 Blok Diagram Input-Output Structure	60
Gambar 4.2 Blok Diagram Pemurnian GMB.....	60
Gambar 4.3 Blok Diagram Pencairan (Liquefaction) GMB	61
Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Pencairan (Liquefaction) GMB	62
Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Absorpsi GMB	64
Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Dehidrasi dengan TEG	66
Gambar 4.7 Diagram Alir Proses Dehidrasi dengan Solid Desiccant	67
Gambar 4.8 Perkiraan Linear Chemical Engineering Index	73
Gambar 4.9 <i>Pie-Chart</i> Harga Pengolahan LNG	81
Gambar 4.10 Gambar <i>Cash Flow</i> LNG	82
Gambar 4.11 <i>Payback Period</i> Pabrik LNG.....	82
Gambar 4.12 Sensitivitas <i>Spider Chart</i> IRR Pabrik LNG	83
Gambar 4.13 Sensitivitas <i>Spider Chart</i> NPV Pabrik LNG.....	84

DAFTAR TABEL

Tabel 2-1 Pemegang Lisensi Pendinginan LNG.....	32
Tabel 2-2 Negara Pengekspor dan Pengimpor LNG di Dunia.....	34
Tabel 2-3 Teknologi dan kapasitas kilang LNG skala kecil di dunia	46
Tabel 2-4 Daftar Lokasi Kilang Small Scale LNG berbahan Baku CMM / GMB	48
Tabel 3-1 Perbandingan komposisi gas GMB dan Natural Gas secara umum (typically)	55
Tabel 3-2 LNG Quality According to Sales Contract.....	56
Tabel 4-1 Perbandingan komposisi gas GMB dan Natural Gas secara umum (typically)	58
Tabel 4-2 Model Harga Gas pada Perjanjian Jual Beli Gas (PJBG).....	59
Tabel 4-3 Neraca Massa dan Energi di unit Absorpsi	63
Tabel 4-4 Neraca Massa dan Energi di unit Dehidrasi dengan TEG	65
Tabel 4-5 Neraca massa di unit Dehidrasi dengan solid desiccant.....	67
Tabel 4-6 Neraca Massa dan Neraca Energi di unit Pencairan.....	68
Tabel 4-7 Peralatan Utama Pada Setiap Proses.....	69
Tabel 4-8 Hasil Perhitungan Peralatan Proses	72
Tabel 4-9 Hasil Perhitungan Biaya Storage	72
Tabel 4-10 Data Chemical Engineering Index.....	73
Tabel 4-11 Hasil Perkiraan Harga Tahun 2015.....	74
Tabel 4-12 Biaya Bahan Langsung dan Biaya Listrik PLN.....	77
Tabel 4-13 Biaya Tenaga Kerja	77
Tabel 4-14 Biaya Asuransi.....	78
Tabel 4-15 Harga Beli GMB dan Harga Jual Produk LNG.....	79
Tabel 4-16 Data Depresiasi.....	80
Tabel 4-17 Ringkasan Harga Pengolahan LNG.....	81

BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

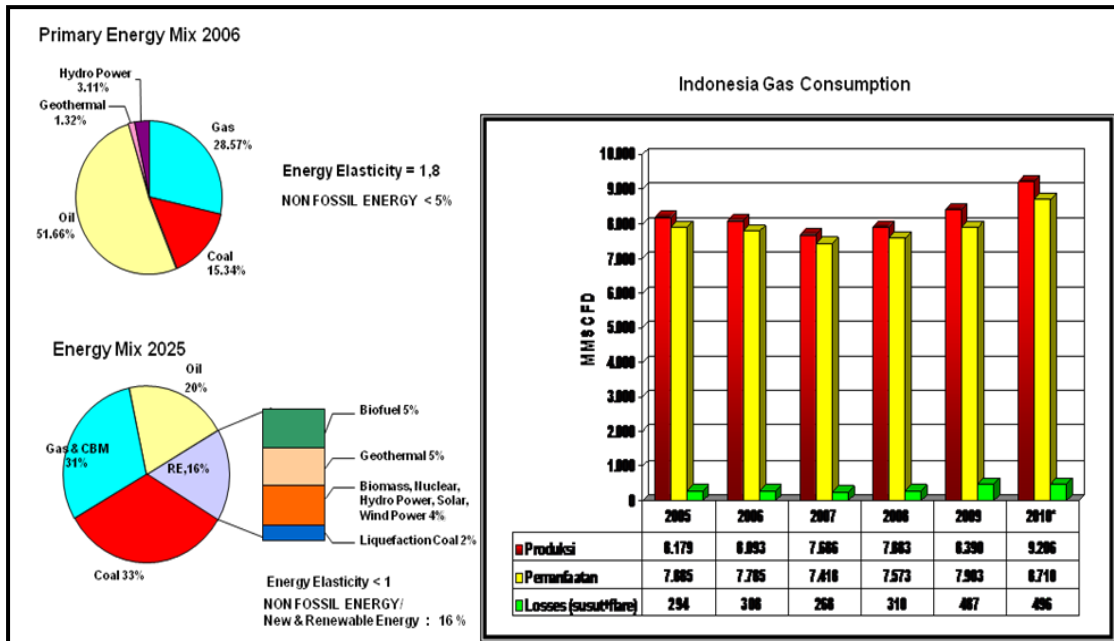
Dalam beberapa tahun terakhir, kebutuhan gas alam atau gas bumi semakin meningkat seiring dengan semakin luasnya penggunaan gas alam sebagai sumber energi baik untuk kalangan industri, pembangkit listrik maupun untuk rumah tangga dan sebagai bahan baku industri terutama untuk industri pupuk.

Beberapa masalah terkait dengan industri gas bumi selain produksi adalah pasokan untuk kebutuhan dalam negeri yang terbatas. Akibat terbatasnya pasokan gas bumi maka kelangsungan industri baik itu industri pupuk, pembangkit listrik maupun rumah tangga sempat terganggu karena belum adanya jaminan pasokan gas bumi.

Rencana pemerintah dalam mengkonversi penggunaan minyak tanah ke bahan bakar gas yang memerlukan dukungan kesediaan gas bumi dalam negeri yang cukup besar merupakan tambahan permasalahan yang harus segera dicarikan jalan keluarnya. Pemerintah membuat kebijakan-kebijakan untuk mendukung peningkatan penggunaan gas melalui UU No 22 Tahun 2001 tentang minyak dan gas bumi, Peraturan pemerintah No 35 tahun 2004 mengenai kegiatan Usaha Hulu Migas yang merupakan implementasi dari UU No 22 tahun 2001 dan Peraturan pemerintah No 36 tahun 2004 mengenai kegiatan Usaha Hilir Migas.

Disamping itu, kebijakan pemanfaatan energi di Indonesia diatur juga melalui PerPres No. 5 tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional (KEN) yang memberikan gambaran komposisi pemanfaatan energi pada tahun 2025. Relatif besarnya ketergantungan Indonesia terhadap minyak bumi sebagai bahan energi mendorong pemerintah untuk mengembangkan kebijakan guna mencukupi kebutuhan energi nasional. Perpres No 5 Tahun 2006 tentang Kebijakan Energi Nasional pemerintah memfokuskan kebijakan pada pencapaian sasaran kebijakan energi nasional. Kebijakan ini mensyaratkan pemanfaatan minyak bumi menjadi kurang dari 20%, gas bumi lebih dari 30%, batubara lebih dari 33%, bahan bakar nabati (biofuel) menjadi lebih dari 5%, panas bumi menjadi lebih dari 5%. Sementara, energi baru dan energi terbarukan lainnya, khususnya biomassa, nuklir, tenaga air, tenaga surya, dan tenaga angin menjadi lebih dari 5%, serta

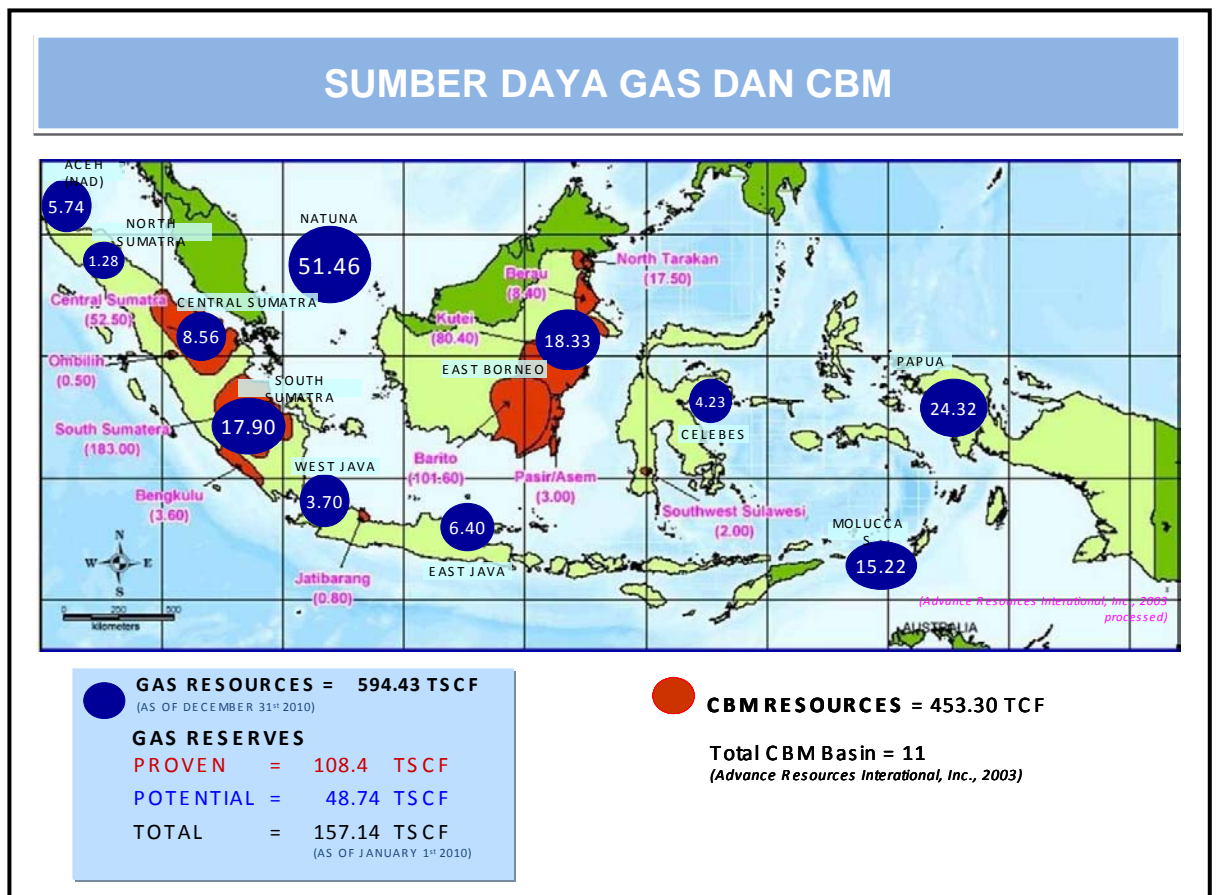
batubara yang dicairkan (liquefied coal) dan Gas Metana Batubara (GMB) menjadi lebih dari 2%.



Sumber: Kebijakan Energi Nasional (2006 – 2025)

Gambar 1.1 Primary Energy Mix 2006 dan Energy Mix 2025

Indonesia memiliki sumber gas bumi selain dari lapangan gas minyak dan gas bumi konvensional. Sumber daya tersebut adalah Gas Metana Batubara (GMB) yang menurut hasil studi, Indonesia memiliki cadangan Gas Metana Batubara sebesar 453 TCF, dengan kedalaman 500 – 5000 ft. Diperkirakan jumlah Gas Metana Batubara yang dapat diambil sebesar 200 TCF. Berdasarkan data Bank Dunia pada Gambar 1.2 konsentrasi potensi terbesar terletak di Kalimantan dan Sumatera. Di Kalimantan Timur, antara lain tersebar di Kabupaten Berau dengan kandungan sekitar 8,4 TCF, Pasir/Asem (3 TCF), Tarakan (17,5 TCF), dan Kutai (80,4 TCF). Kabupaten Barito, Kalimantan Tengah (101,6 TCF). Sementara itu di Sumatera Tengah (52,5 TCF), Sumatera Selatan (183 TCF), dan Bengkulu 3,6 TCF, sisanya terletak di Jatibarang, Jawa Barat (0,8 TCF) dan Sulawesi (2 TCF).



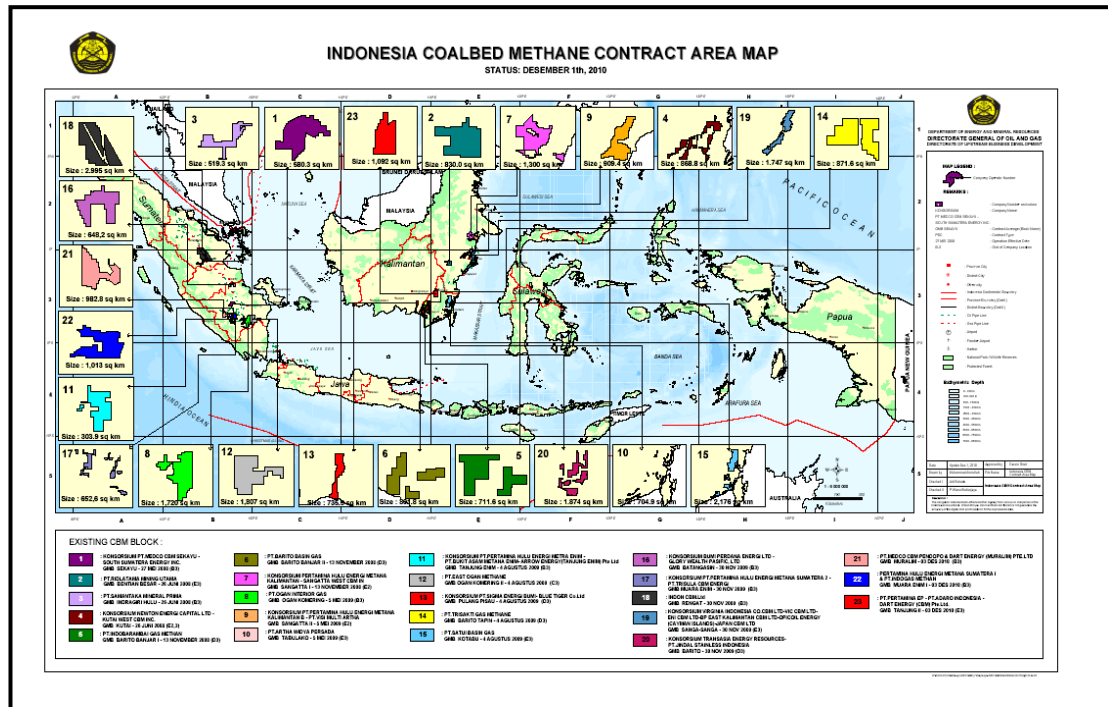
Sumber: Ditjen Migas (2010) dan Advance Resource International.Inc (2003)

Gambar 1.2 Peta Cadangan Gas Bumi dan Gas Metana Batubara Indonesia

Dari gambar 1.2 diatas terlihat pula bahwa sumber daya GMB yang besar terletak berjauhan dari pusat pasar (Pulau Jawa). Pengguna gas bumi 80% terpusat di Pulau Jawa, sementara 80% pasokannya (sumber gas) berada di luar Jawa, kondisi seperti ini sama dengan yang ada pada cadangan gas bumi konvensional yang terletak sebagian besar di luar pulau Jawa seperti terlihat pada Gambar 1.2.

Dimulai pada tahun 2008 sampai dengan tahun 2010, sudah ada 23 (dua puluh tiga) penandatanganan kontrak Gas Metana Batubara (Ditjen Migas, 2010). Dengan waktu eksplorasi yang membutuhkan waktu sekitar 3 – 5 tahun, maka produksi gas komersial pertama diharapkan akan tercapai pada tahun 2012 – 2014.

Kontraktor Kontrak Kerja Sama GMB saat ini tersebar di dua daerah utama yaitu Sumatera dan Kalimantan. Seperti terlihat pada Gambar 1.3, Kalimantan Selatan mempunyai beberapa wilayah yang menjadi Blok untuk pengusahaan Gas Metana Batubara.

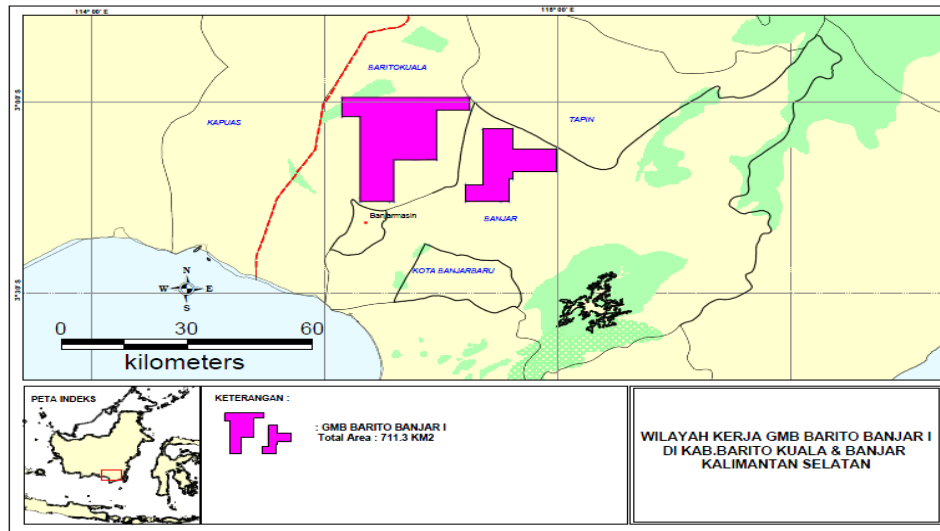


Sumber: Ditjen Migas (2010)

Gambar 1.3 Peta Wilayah Kontrak Kerja Sama Gas Metana Batubara Indonesia (KKS GMB)

Dalam Tesis ini, lapangan GMB yang akan dijadikan sebagai sumber pasokan (umpan) small scale LNG Plant berasal dari lapangan yang terletak di Propinsi Kalimantan Selatan, yaitu Lapangan Barito – Banjar yang terletak di kabupaten Barito Kuala dan Kabupaten Banjar. Kontrak Kerja Sama (KKS) antara Pemerintah dengan Kontraktor GMB di Lapangan Barito – Banjar ditandatangani pada tahun 2008 dan sampai saat ini sedang melakukan tahap eksplorasi. Secara umum, waktu eksplorasi GMB antara 3 – 5 tahun sebelum sampai pada tahap eksploitasi secara komersial.

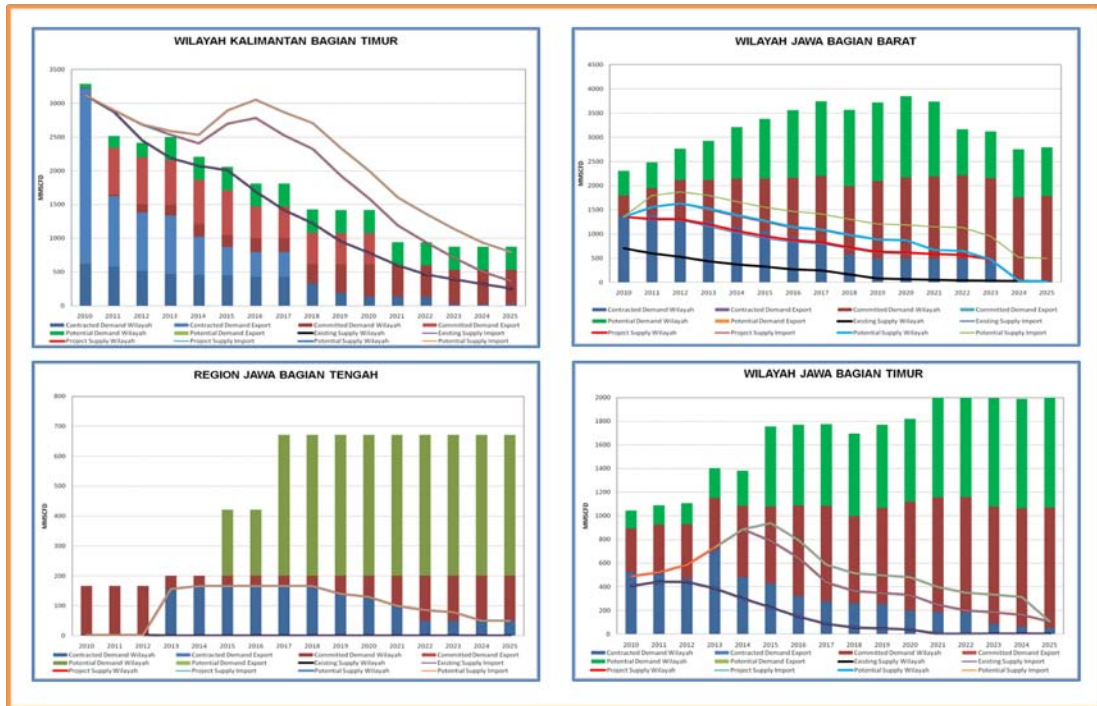
Lapangan Barito Banjar terletak di daerah Kabupaten Barito Kuala dan Kabupaten Banjar, Propinsi Kalimantan Selatan. Lapangan Barito – Banjar mempunyai luas area 711,3 KM². Secara geografi, lapangan Barito – Banjar terletak pada 114° 33' 33,9516" BT – 114° 58' 32,2644" BT dan 2° 45' 8,4492" – 3° 5' 16,098" LS seperti terlihat pada Gambar 1.4



Sumber: Ditjen Migas (2010)

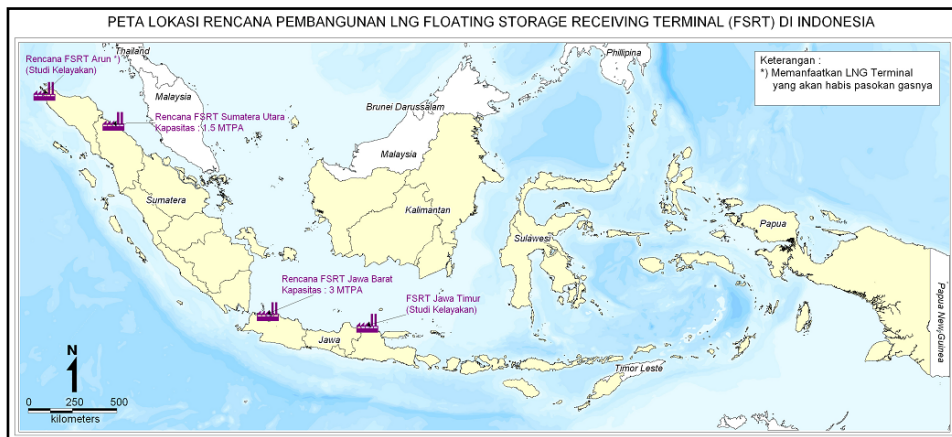
Gambar 1.4 Peta Wilayah Kerja Lapangan Barito – Banjar, Kalimantan Selatan

Dalam Neraca Gas Indonesia tahun 2010 – 2025 yang dikeluarkan oleh Kementerian ESDM (Gambar 1.5), Propinsi Kalimantan Selatan tidak mempunyai data produksi maupun pemanfaatan gas bumi. Sehingga dapat ditarik kesimpulan sederhana, sampai dengan diproduksi lapangan barito-banjar secara komersial, Propinsi Kalimantan Selatan belum dapat menyerap produksi GMB. Propinsi yang terdekat dengan lapangan Barito – Banjar dan mempunyai pasar gas bumi adalah Propinsi Kalimantan Timur, namun dari Neraca Gas Indonesia terlihat bahwa Propinsi Kalimantan Timur mempunyai kondisi surplus gas bumi sampai tahun 2020. Di dalam Neraca Gas Indonesia tahun 2010 – 2025 juga terlihat bahwa demand di Pulau Jawa (Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur) sekitar 1100 MMSCFD dan Pemerintah berupaya memenuhi kebutuhan gas di Pulau Jawa dengan membangun infrastruktur seperti LNG receiving terminal di beberapa lokasi seperti terlihat dalam Gambar 1.6.



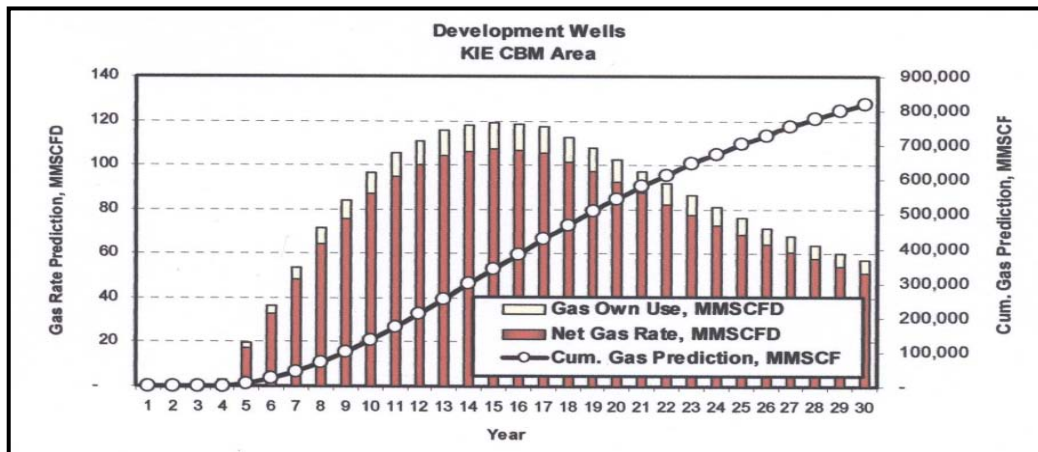
Gambar 1.5 Neraca Gas Indonesia 2010 – 2025 untuk Propinsi Kalimantan Selatan, Jawa Barat, Jawa Tengah dan Jawa Timur

Dengan terbatasnya infrastruktur gas bumi di Kalimantan Selatan serta adanya upaya Pemerintah dalam membangun infrastruktur gas bumi yang merencanakan pembangunan LNG Receiving Terminal, maka terbuka kesempatan bagi pemerintah maupun investor swasta untuk memanfaatkan energi baru berupa gas bumi yang berasal dari GMB di Kalimantan Selatan untuk diubah menjadi LNG yang akan mengisi LNG receiving terminal di beberapa lokasi tersebut.



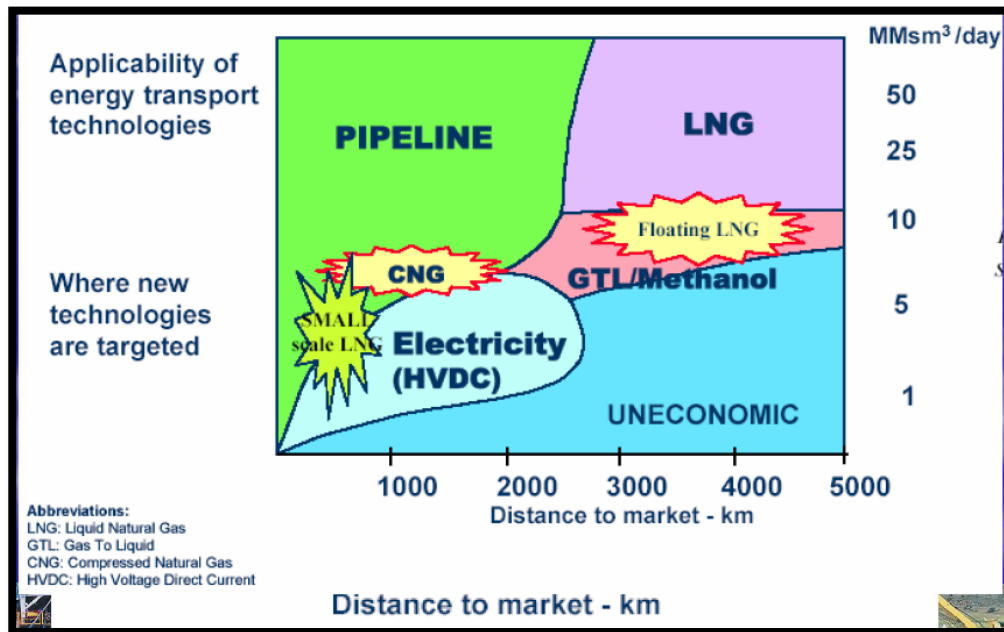
Gambar 1.6 Peta Lokasi Rencana Pembangunan LNG Floating Storage Receiving Terminal di Indonesia

Sesuai dengan hasil Study yang dilakukan oleh Pemerintah cq. Ditjen Migas bersama Perguruan Tinggi pada lapangan GMB Barito – Banjar, maka dihasilkan suatu prediksi gas pertahun seperti pada Gambar 1.7. Pada Gambar 1.7 terlihat bahwa pada tahun ke-6 produksi gas GMB akan mencapai sekitar 30 – 40 MMSCFD. Dengan produksi gas GMB sedemikian maka pemanfaatan GMB tersebut akan lebih baik bila diolah menjadi LNG yang dapat disalurkan kepada daerah lain yang membutuhkan pasokan gas bumi.



Gambar 1.7 Profil Produksi Lapangan GMB Barito Banjar
(Studi Bersama Ditjen Migas, 2009)

Pemanfaatan gas bumi dalam hal ini GMB dengan produksi sebesar 30 – 40 MMSCFD dan terbatasnya konsumen pada jarak lebih dari 200 KM akan efisien dan efektif apabila diolah dengan teknologi small scale LNG seperti terlihat dalam Gambar 1.8.



Gambar 1.8 Perbandingan Pemanfaatan Gas Bumi dengan Jarak Konsumen dan Kapasitas Produksi

Kajian keekonomian pembangunan small scale LNG serupa sudah pernah dilakukan oleh Hans Wijaya (Desember, 2008) untuk daerah Sumatera Selatan, namun belum ada di Kalimantan Selatan, dengan jumlah supply demand yang berbeda dan teknologi pencairan gas bumi yang berbeda sehingga untuk di Kalimantan Selatan butuh kajian tersendiri.

1.2 Rumusan Masalah

Penandatanganan Kontrak Lapangan GMB Barito – Banjar di Kalimantan Selatan dilakukan pada tahun 2008 dan diperkirakan pada tahun 2015 dapat diproduksi secara komersial dan menghasilkan GMB sebesar ± 30 MMSCFD. Namun belum ada perencanaan untuk memanfaatkan produksi GMB tersebut. Dengan belum adanya jaringan gas pipa di Kalimantan Selatan yang menghubungkan Lapangan GMB Barito - Banjar dengan pasar gas bumi terdekat, maka perlu dilakukan pengkajian tentang bagaimana pemanfaatan GMB tersebut untuk dimanfaatkan sebagai umpan bahan baku small scale LNG.

1.3 Tujuan Penelitian

Menganalisis kelayakan pembangunan Small Scale LNG berbahan baku GMB di Kalimantan Selatan, baik secara teknis maupun ekonomis.

1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah dari tesis ini adalah sebagai berikut:

- Sumber gas berasal dari lapangan GMB Barito – Banjar di Kalimantan Selatan
- Data produksi GMB sebagai bahan baku LNG berasal dari hasil kajian Studi Bersama Ditjen Migas tahun 2009 untuk Lapangan GMB Barito - Banjar
- Skema perhitungan keekonomian berbasis bisnis hilir dimana KKS GMB Lapangan GMB Barito - Banjar menjual GMB kepada perusahaan Hilir yang mengolah GMB menjadi LNG. Kemudian LNG tersebut dijual kepada konsumen yang membutuhkan (titik penjualan di produsen LNG).
- Spesifikasi GMB yang dihasilkan dari Lapangan GMB Barito - Banjar didapat dari hasil korelasi dengan data uji lapangan GMB di Rambutan (hasil pilot project pengembangan GMB oleh LEMIGAS)

1.5 Sistematika Penulisan

Dalam penulisan tesis ini dibagi dalam beberapa bab dan sub bab dengan perincian lengkap seperti pada daftar isi. Secara ringkas dapat disebutkan sebagai berikut :

BAB 1 merupakan bab pendahuluan yang berisikan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penulisan, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 merupakan bab landasan teori yang membahas tentang teori yang berkaitan dengan Gas Metana Batubara, Small Scale LNG, dan parameter-parameter yang terkait dengan Perhitungan keekonomian small scale LNG.

BAB 3 merupakan bab metode penelitian yang berisi pembahasan mengenai perhitungan keekonomian pembangunan small scale LNG plant di Kalimantan Selatan.

BAB 4 merupakan bab simulasi keekonomian pembangunan small scale LNG Plant di Kalimantan Selatan dengan melakukan sensitivitas untuk beberapa parameter keekonomian.

BAB 5 merupakan bab kesimpulan dan saran dari hasil penulisan secara keseluruhan. Dalam lembaran akhir dicantumkan lampiran-lampiran lain yang menunjang isi bab-bab sebelumnya.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Gas Metana Batubara

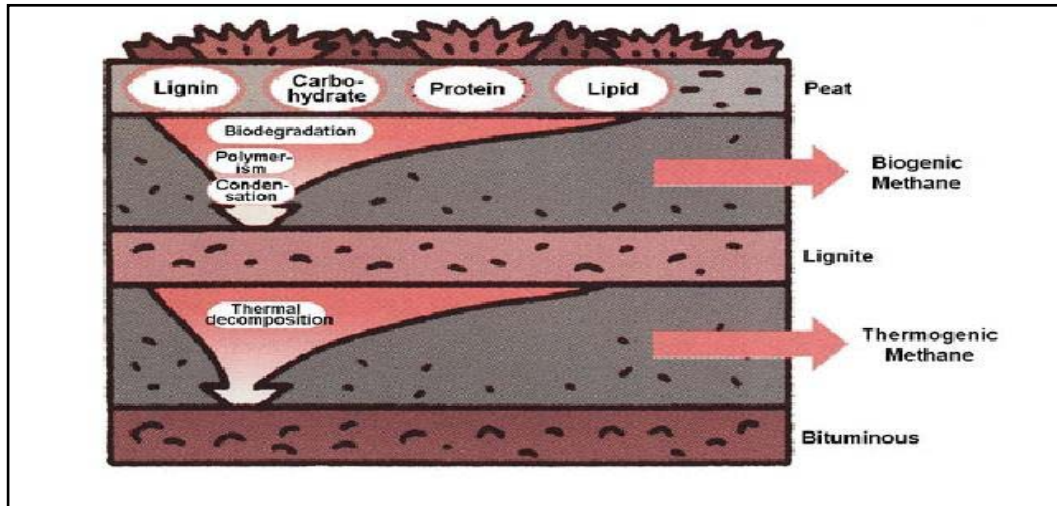
Batubara memiliki kemampuan menyimpan gas dalam jumlah yang banyak, karena permukaannya mempunyai kemampuan mengadsorpsi gas. Meskipun batubara berupa benda padat dan terlihat seperti batu yang keras, tapi di dalamnya banyak sekali terdapat pori-pori yang berukuran lebih kecil dari skala mikron, sehingga batubara ibarat sebuah spon. Kondisi inilah yang menyebabkan permukaan batubara menjadi sedemikian luas sehingga mampu menyerap gas dalam jumlah yang besar. Jika tekanan gas semakin tinggi, maka kemampuan batubara untuk mengadsorpsi gas juga semakin besar.

Gas yang terperangkap pada batubara sebagian besar terdiri dari gas metana, sehingga secara umum gas ini disebut dengan *Coal Bed Methane* atau disingkat CBM yang dalam bahasa Indonesia dinamakan Gas Metana Batubara atau disingkat (GMB). Dalam klasifikasi energi, GMB termasuk *unconventional energy* (peringkat 3), bersama-sama dengan *tight sand gas*, *devonian shale gas*, dan gas *hydrate*. *High quality gas* (peringkat 1) dan *low quality gas* (peringkat 2) dianggap sebagai *conventional gas*.

Mengenai pembentukan GMB, maka berdasarkan riset geosains organik dengan menggunakan isotop stabil karbon bernomor massa 13, dapat diketahui bahwa terdapat 2 jenis pola pembentukan, yaitu :

1. Sebagian besar GMB adalah gas yang terbentuk ketika terjadi perubahan kimia pada batubara akibat pengaruh panas, yang berlangsung di kedalaman tanah. Ini disebut dengan proses *thermogenesis*.
2. GMB pada lapisan *brown coal* (lignit) yang terdapat di kedalaman kurang dari 200 m, gas metana terbentuk oleh aktivitas mikroorganisme yang berada di lingkungan anaerob. Ini disebut dengan proses *biogenesis*.

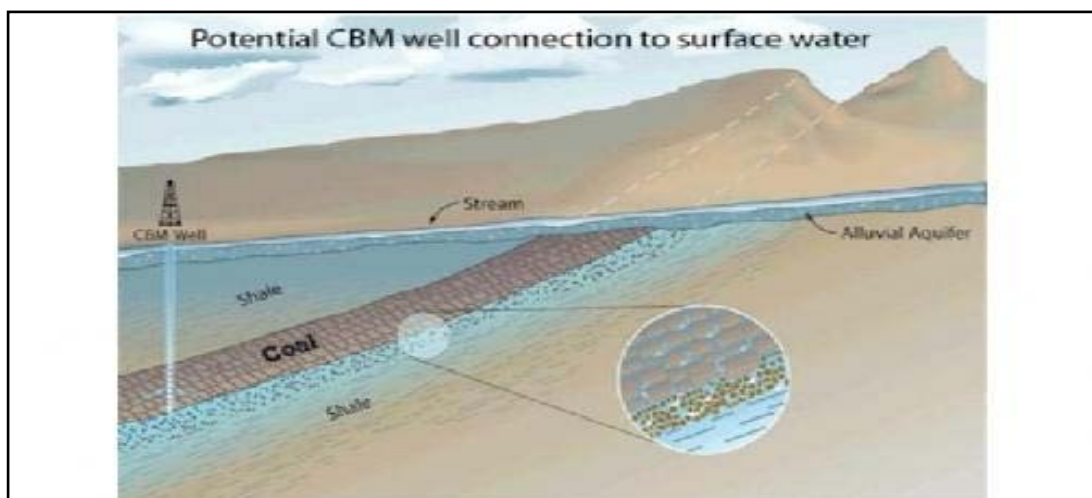
Baik yang terbentuk secara *thermogenesis* maupun *biogenesis*, gas yang terperangkap dalam lapisan batubara disebut dengan GMB seperti yang diilustrasikan pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1 Pembentukan GMB

Kuantitas GMB berkaitan erat dengan peringkat batubara, yang makin bertambah kuantitasnya dari gambut hingga *medium volatile bituminous*, lalu berkurang hingga antrasit. Tentu saja kuantitas gas akan semakin banyak jika lapisan batubaranya semakin tebal.

Air dalam lapisan batubara didapat dari adanya proses penggantian dan pembatubaraan, atau dari masukan (recharge) air dalam outcrops dan akuifer. Air dalam lapisan tersebut dapat mencapai 90% dari jumlah air keseluruhan. Selama proses pembatubaraan, kandungan kelembaban (moisture) berkurang, dengan rank batubara yang meningkat. Ilustrasi tentang kaitan antara lapisan batubara, air dan sumur GMB dapat dilihat pada Gambar 2.2.



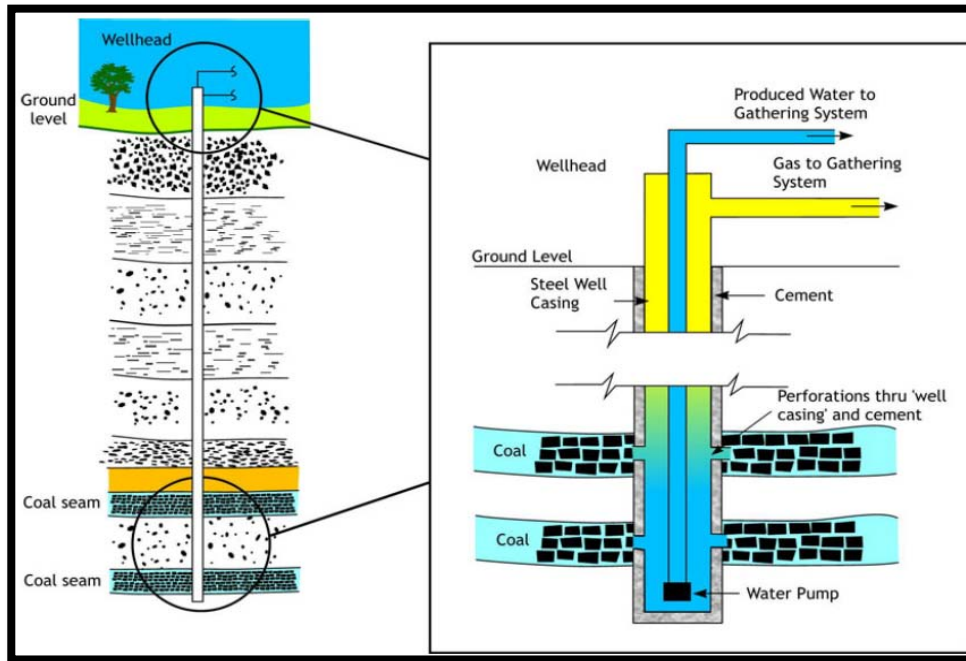
Gambar 2.2 Kaitan antara lapisan batubara, air dan sumur GMB.

Gas biogenik dari lapisan batubara sub-bituminous akan dapat berpotensi menjadi GMB. Gas biogenik tersebut terjadi oleh adanya reduksi bakteri dari CO₂, dimana hasilnya berupa methanogens, bakteri anaerobik yang keras, menggunakan H₂ yang tersedia untuk mengkonversi asetat dan CO₂ menjadi metane sebagai by produk dari metabolismenya. Sedangkan beberapa methanogens membuat amina, sulfida, dan methanol untuk memproduksi metane.

Aliran air, dapat memperbaharui aktivitas bakteri, sehingga gas biogenik dapat berkembang hingga tahap akhir. Pada saat penimbunan maksimum, temperatur maksimum pada lapisan batubara mencapai 40-90°C, dimana kondisi ini sangat ideal untuk pembentukan bakteri metana. Metana tersebut terbentuk setelah aliran air bawah tanah pada saat ini telah ada.

Apabila air tanah turun, tekanan pada reservoir turun, pada saat ini GMB bermigrasi menuju reservoir dari sumber lapisan batubara. Perulangan kejadian ini merupakan regenerasi dari gas biogenik. Kejadian ini dipicu oleh naiknya air tanah atau lapisan batubara yang tercuci oleh air. Hal tersebut yang memberikan indikasi bahwa GMB merupakan energi yang dapat terbaharui.

Dalam hal eksploitasi GMB, dapat dijelaskan bahwa di dalam lapisan batubara banyak terdapat rekahan (*cleat*), yang terbentuk ketika berlangsung proses pembatubaraan. Melalui rekahan itulah air dan gas mengalir di dalam lapisan batubara. Adapun bagian pada batubara yang dikelilingi oleh rekahan itu disebut dengan matriks (*coal matrix*), tempat dimana kebanyakan GMB menempel pada pori-pori yang terdapat di dalamnya. Dengan demikian, lapisan batubara pada target eksplorasi GMB selain berperan sebagai reservoir, juga berperan sebagai *source rock*. Gambaran proses eksploitasi GMB dapat dilihat pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 Skema sumur produksi GMB.

GMB bisa keluar (*desorption*) dari matriks melalui rekahan, dengan merendahkan tekanan air pada target lapisan. Hubungan antara kuantitas GMB yang tersimpan dalam matriks terhadap tekanan dinamakan kurva Langmuir Isotherm (proses tersebut berada pada suhu yang konstan terhadap perubahan tekanan). Untuk memperoleh GMB, sumur produksi dibuat melalui pengeboran dari permukaan tanah sampai ke lapisan batubara target. Karena di dalam tanah sendiri lapisan batubara mengalami tekanan yang tinggi, maka efek penurunan tekanan akan timbul bila air tanah di sekitar lapisan batubara dipompa (*dewatering*) ke atas. Hal ini akan menyebabkan gas metana terlepas dari lapisan batubara yang memerangkapnya, dan selanjutnya akan mengalir ke permukaan tanah melalui sumur produksi tadi. Selain gas, air dalam jumlah yang banyak juga akan keluar pada proses produksi ini.

2.2 Overview Lapangan GMB Barito - Banjar di Kalimantan Selatan

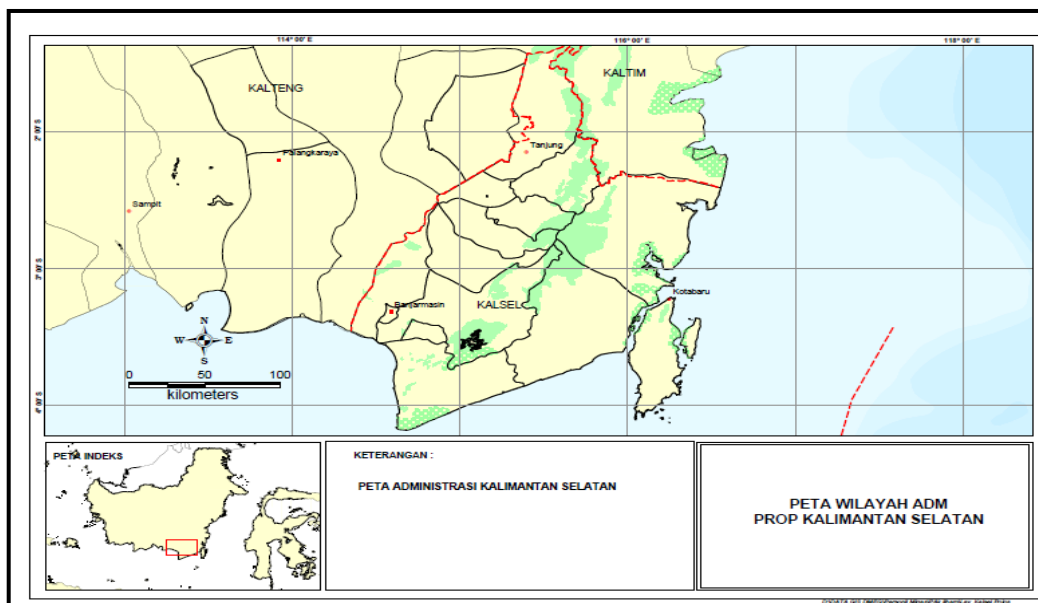
Propinsi Kalimantan Selatan dengan ibukotanya Banjarmasin terletak di sebelah selatan pulau Kalimantan dengan batas-batas: sebelah barat dengan propinsi Kalimantan Tengah, sebelah timur dengan Selat Makasar, sebelah selatan dengan Laut Jawa dan di sebelah utara dengan propinsi Kalimantan Timur.

Propinsi Kalimantan Selatan secara geografis terletak di antara 114 19" 33" BT - 116 33' 28 BT dan 1 21' 49" LS 1 10" 14" LS, dengan luas wilayah 37.377,53 km² atau hanya 6,98 persen dari luas pulau Kalimantan.

Daerah yang paling luas di propinsi Kalsel adalah Kabupaten Kotabaru dengan luas 13.044,50 km², kemudian Kabupaten Banjar dengan luas 5.039,90 km² dan Kabupaten Tabalong dengan luas 3.039,90 km², sedangkan daerah yang paling sempit adalah Kota Banjarmasin dengan luas 72,00 km².

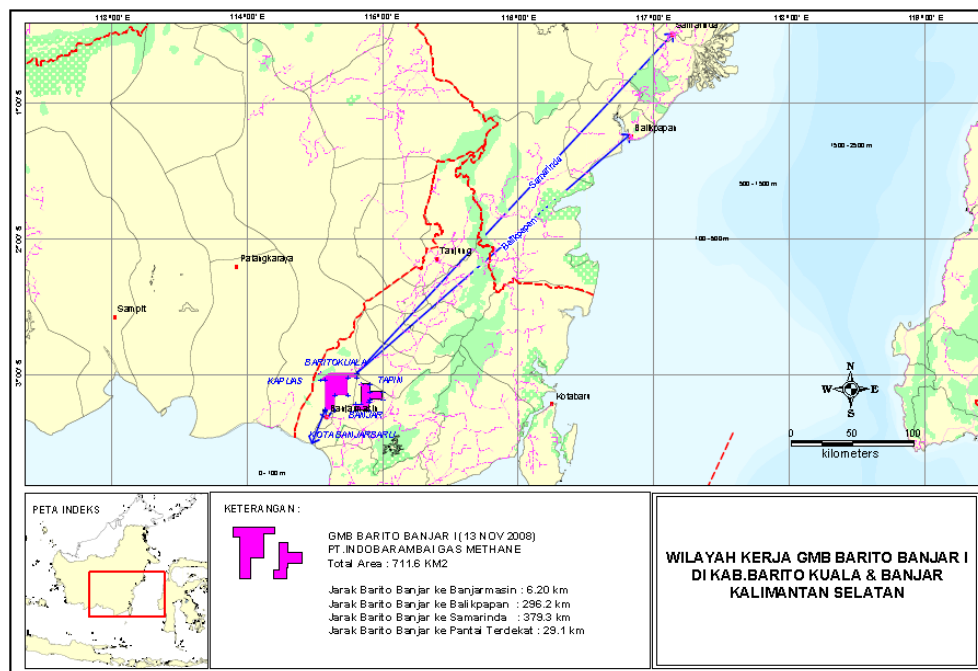
Gambar 2.4 menunjukkan peta Kalimantan Selatan. Kalimantan Selatan secara geografi terletak di sebelah selatan pulau Kalimantan dengan luas wilayah 37.530,52 km² atau 3.753.052 ha. Sampai dengan tahun 2004 membawahi kabupaten/kota sebanyak 11 kabupaten/kota dan pada tahun 2005 menjadi 13 kabupaten/kota sebagai akibat dari adanya pemekaran wilayah kabupaten Hulu Sungai Utara dengan Kabupaten Balangan dan Kabupaten Kotabaru dengan Kabupaten Tanah Bumbu.

Luas wilayah propinsi tersebut sudah termasuk wilayah laut propinsi dibandingkan propinsi Kalimantan Selatan. Luas wilayah masing-masing Kabupaten Tanah Laut 9,94 %; Tanah Bumbu 13,50%; Kotabaru 25,11%; Banjar 12,45%; Tapin 5,80%; Tabalong 9,59%; Balangan 5,00%; Batola 6,33%; Banjarbaru 0,97% dan Banjarmasin 0,19%.



Gambar 2.4 Peta Kalimantan Selatan

Seperti dijelaskan pada Bab I sebelumnya, Lapangan GMB Barito – Banjar terletak di Kabupaten Barito Kuala dan Kabupaten Banjar Propinsi Kalimantan Selatan. Sesuai dengan hasil Study yang dilakukan oleh Pemerintah Cq. Ditjen Migas bersama dengan pihak Universitas, bahwa pemanfaatan GMB dari Lapangan Barito – Banjar pada saat lapangan di produksi secara komersial membutuhkan infrastruktur yang memadai seperti adanya jalur pipa gas, namun sampai saat ini tidak ada infrastruktur jaringan pipa gas di Kalimantan Selatan. Pasar gas yang terdekat yaitu di Kalimantan Timur seperti Kota Balikpapan dan Kota Samarinda. Seperti terlihat pada Gambar 2.5, jarak lapangan Barito – Banjar ke Kota Balikpapan dan Kota Samarinda adalah sekitar 300 – 380 KM.



Gambar 2.5 Peta Jarak Lapangan Barito – Banjar ke Kota Balikpapan dan Kota Samarinda, Propinsi Kalimantan Timur (Ditjen Migas, 2010)

Dari data Neraca Gas Indonesia terlihat bahwa Kalimantan Timur surplus gas bumi sehingga tidak efektif apabila membangun pipa gas dari Lapangan Barito – Banjar ke Kalimantan Timur. Oleh karena itu diperlukan alternative lain selain membangun pipa gas untuk mentransportasikan GMB kepada calon konsumen selain di Kalimantan Timur. Calon konsumen tersebut seperti yang telah dijelaskan pada Bab I sebelumnya, sesuai dengan Neraca Gas Indonesia,

adalah konsumen yang ada di Pulau Jawa dimana kebutuhan gas bumi di Pulau Jawa sekitar 1.100 MMSCFD pada tahun 2015.

Sesuai hasil studi yang dilakukan oleh Pemerintah cq Ditjen Migas bersama dengan Universitas, karakteristik lapisan batubara di Lapangan GMB Barito – Banjar memiliki coal rank Lignite sampai dengan Sub Bituminous. Formasi batubara pada daerah ini termasuk wilayah Formasi Warukin. Kedalaman lapisan batubara Formasi Warukin pada kedalaman 300 meter – 1500 meter. Kandungan GMB sesuai hasil study diperkirakan mencapai 1,49 – 2,17 TCF. Sampai saat ini status Lapangan GMB Barito – Banjar masuk dalam tahap eksplorasi.

2.3 LNG

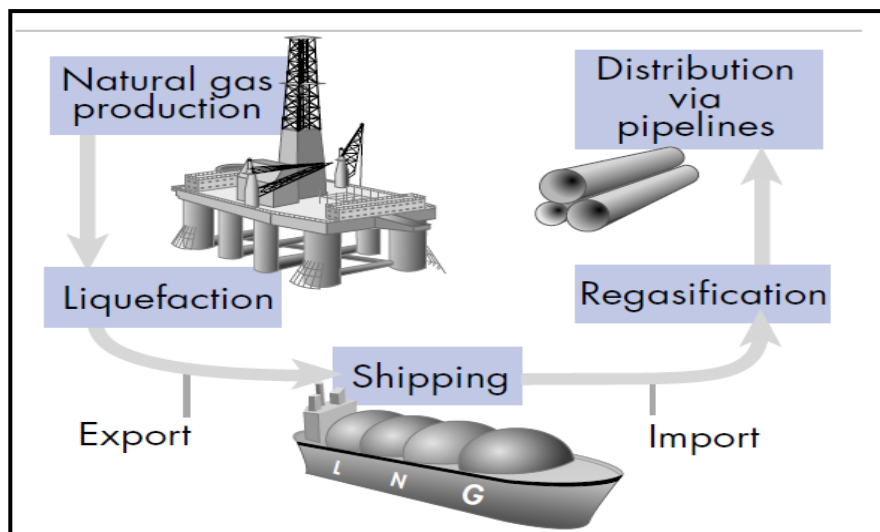
LNG (*Liquefied Natural Gas*), pertama kali muncul dalam eksperimen laboratorium adalah ketika ilmuwan tersohor Michael Faraday mencoba mencairkan beberapa macam gas, termasuk gas bumi. Kemudian, Karl von Linde, seorang insinyur asal Jerman, menciptakan mesin refrigerasi untuk mengompres pada tahun 1873. Kilang LNG pertama kali dibangun di West Virginia AS tahun 1912 dan mulai beroperasi lima tahun sesudahnya. Untuk menuju tahap komersial, LNG membutuhkan waktu cukup lama dimana kilang komersial pertama kali berproduksi tahun 1941 di Cleveland, Ohio AS.

Pada tahun 1959, untuk pertama kalinya LNG dapat dikapalkan. Tanker *The Methane Pioneer*, mengangkut lima tangki prismatic alumunium bermuatan masing-masing 7.000 barrel dari Lake Charles, Louisiana, ke Canvey Island, Inggris. Momen ini sangat kritikal bagi perkembangan LNG, yang membutikan bahwa LNG dapat dipindahkan dengan aman menggunakan transportasi kapal. Hal ini kemudian mendorong Inggris untuk berencana mengimpor LNG dari Venezuela. Namun, sebelum mencapai kesepakatan akhir, cadangan gas dalam kuantitas memadai berhasil ditemukan di Libya dan Aljazair, kawasan yang notabene memiliki jarak tempuh ke Eropa lebih pendek daripada Venezuela. Maka dengan pengiriman sebanyak 260 MMSCFD dari kilang Arzew GL4Z atau Camel di tahun 1964, Inggris mencatikan dalam sejarah sebagai Negara pertama yang mengimpor LNG dan sebaliknya Aljazair juga menjadi pionir eksportir

LNG. Sukses tersebut menjadi insentif bagi perkembangan LNG yang lebih pesat di seluruh dunia.

LNG (*Liquefied Natural Gas*), secara definisi adalah bentuk cair gas bumi yang didinginkan sampai suhu -256°F atau -161°C pada tekanan atmosferik. LNG memiliki tampilan yang tak berbau, tak berwarna, tak menyebabkan korosi dan relative tak beracun. Proses pendinginan tersebut ditujukan untuk menurunkan volume gas sampai sekitar nilai $1/600$ volume semula, sehingga secara ekonomis dapat dipindahkan menggunakan alat transportasi yang didesain secara khusus mengangkut LNG.

Industri LNG lazim digambarkan dalam istilah rantai LNG (*LNG chain*). Rantai ini, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 2.6 menjelaskan keterkaitan erat dan tak terpisahkan dari semua tahapan LNG yakni produksi gas di kepala sumur, pencairan/likuefaksi, transportasi, regasifikasi di terminal penerima dan distribusi ke konsumen, sehingga ketergantungan pada investasi skala besar untuk perkembangan industri LNG adalah hal yang inheren dan tak terhindarkan.



Gambar 2.6 Rantai Industri LNG (LNG Chain)

Proses pencairan gas menjadi LNG berupa pencairan gas alam menggunakan media pendingin (*refrigerant*). Kilang pencairan bisa terdiri dari beberapa unit paralel (*train*). Gas alam dicairkan mencapai suhu sekitar -256°F atau -160°C dengan tekanan 1 atm. LNG adalah cairan kriogenik. Istilah kriogenik berarti temperatur rendah, umumnya di bawah -100°F . Teknologi pencairan

merupakan elemen utama pada kilang LNG. Terdapat beberapa proses lisensi pencairan dengan berbagai tingkat penerapan dan pengalaman. Prinsip dasar untuk pendinginan dan pencairan gas menggunakan pendingin adalah termasuk menyesuaikan sedekat mungkin kurva pendinginan/pemanasan gas proses dan pendingin. Hasilnya berupa proses termodinamika yang lebih efisien yang membutuhkan daya yang lebih efisien per unit LNG yang diproduksi. Hal ini berlaku pada semua proses pencairan.

Peralatan utama proses ini meliputi kompresor yang digunakan untuk mensirkulasikan pendingin, penggerak kompresor, dan alat penukar panas untuk mencairkan dan menukar panas antar pendingin. Gas alam, mencair pada kisaran temperatur tertentu. Kurva panas dapat disesuaikan dengan meminimalkan perbedaan temperatur antara proses pendinginan gas dan aliran pendingin. Hal ini dapat tercapai dengan menggunakan lebih dari satu pendingin pada tingkat tekanan yang berbeda untuk kemudian selanjutnya memecah kisaran temperatur untuk dapat mendekati kurva panas.

Terdapat beberapa pemegang lisensi (*licensors*) proses pendinginan LNG seperti terlihat pada Tabel 2.1 di bawah. Untuk saat ini, teknologi yang paling banyak digunakan adalah yang berasal dari *Air Product & Chemical Incorporation* (APCI). Berikut akan dijelaskan beberapa proses pendinginan dari beberapa pemegang lisensi (*licensors*).

Tabel 2-1 Pemegang Lisensi Pendinginan LNG

Liquefaction Process Nov-04	Licensor	Number of Trains			Startup Year	% of Market
		Running	Constr.	Planned		
Propane Precooled MR	APCI	55	9	?	1972	77%
Optimised Cascade	Conoco-Phillips	3	4	?	1999	9%
Single Refrigerant MR	APCI	4	-	-	1970s	5%
Classic Cascade	Marathon/Phillips	1	-	-	1969	1%
Teal Dual Pressure MR		1	-	-		1%
Prico Single Stage MR	Black & Veatch	2	-	-		2%
MR Processes (C3MR & Dual-MR)	Shell	-	3	?	2005	4%
Multifluid Cascade	Linde-Statoil	-	1	?	2006	1%
AP-X Process	APCI	-	-	3(4)	2007/2008	0%
Note: % of Market based on percentage of total trains running and construction						

Sumber: Barclay, 2005

2.3.1 LNG di Dunia

Gas alam, dalam bentuk gas alam cair atau LNG, memiliki potensi untuk diekspor dari negara-negara yang memiliki cadangan terbukti gas alam besar dan rasio cadangan-produksi relatif tinggi. Beberapa negara yang memiliki kriteria ini meliputi Republik Peru, Republik Venezuela, Republik Azerbaijan, Republik Kazakhstan, Republik Islam Iran, Republik Irak, Negara Kuwait, Negara Qatar, Uni Emirat Arab (juga dikenal sebagai Al Imarat al-Arabiyah al-Muttahidah), Republik Yaman, Republik Federal Nigeria, dan Negara Independen Papua Nugini. Namun, tidak semua negara mengekspor gas alam sebagai LNG dikarenakan adanya kebutuhan dalam negeri, tidak dapat diaksesnya Negara tersebut untuk perdagangan gas alam internasional, keterbatasan infrastruktur, masalah geopolitik, dan kurangnya modal atau investasi teknologi. Seperti sebagian besar negara-negara berpenduduk seperti Republik Rakyat Cina dan Republik India untuk memasuki pasar LNG internasional mereka terhambat karena kebutuhannya akan gas alam, sehingga mereka memilih untuk mengimpor LNG dari Negara lainnya.

Saat ini di seluruh dunia, ada 26 (dua puluh enam) LNG Plant baik itu terletak di daratan atau di lepas pantai yang tersebar pada 15 (lima belas) negara. Sebaliknya, ada 60 (enam puluh) terminal regasifikasi yang tersebar pada 18 (delapan belas) negara yang berbeda. Selain itu semua, ada sekitar 65 (enam puluh lima) proyek terminal LNG Plant dan sekitar 181 proyek terminal regasifikasi yang telah diusulkan atau sedang dalam tahap pembangunan di seluruh dunia. Indonesia saat ini sedang dalam proses pengusulan proyek pembangunan LNG Receiving Terminal di beberapa wilayah seperti Sumatera dan Jawa yang akan mengantisipasi kebutuhan gas bumi di masa mendatang dan menampung produksi LNG dalam negeri. Tabel 2.2 berikut memperlihatkan Negara-negara pengeksport LNG dan Negara-negara pengimpor LNG.

Tabel 2-2 Negara Pengekspor dan Pengimpor LNG di Dunia

No	Negara – negara Eksportir LNG	Tahun	Negara – negara Importir LNG	Tahun
1	United States of America	1969	Japan	1969
2	Libya	1970	Spain	1969
3	Republic of Algeria	1971	Italy	1971
4	State of Brunei (Darussalam)	1972	United States of America	1971
5	Indonesia	1977	France	1972
6	United Arab Emirates	1977	South Korea	1986
7	Malaysia	1983	Belgium	1987
8	Australia	1989	Taiwan (Republic of China)	1990
9	Qatar	1997	Turkey	1992
10	Trinidad and Tobago	1999	Greece	2000
11	Nigeria	1999	Puerto Rico	2000
12	Oman	2000	Dominican Republic	2003
13	Egypt	2004	Portugal	2003
14	Equatorial Guinea	2007	India	2004
15	Norway	2007	United Kingdom	2005
16			China	2006
17			Mexico	2006

Sumber: California energy Commission, 2008

2.3.2 LNG di Indonesia

Gambar 2.7 menunjukkan peta lokasi kilang LNG di Indonesia. Saat ini, Indonesia memiliki 3 (tiga) LNG Plant yang sudah beroperasi dan 1 (satu) LNG Plant yang sedang/akan dibangun, keempat LNG Plant tersebut adalah:

1. LNG Plant di Badak – Kalimantan Timur

LNG Plant ini mulai dioperasikan sejak tahun 1982 sampai saat ini. Gas bumi yang diolah menjadi LNG semuanya diekspor keluar negeri yaitu ke Negara Jepang, Korea Selatan dan Taiwan. LNG Plant di Badak mempunyai kapasitas 21.64 MTPA.

2. LNG Plant di Arun – Aceh

LNG Plant ini mulai dioperasikan sejak tahun 1984 sampai saat ini. Gas bumi yang diolah menjadi LNG semuanya diekspor keluar negeri yaitu ke Negara Jepang, Korea Selatan dan Taiwan. LNG Plant di Arun mempunyai kapasitas 12.85 MTPA.

3. LNG Plant di Tangguh – Irian Jaya

LNG Plant di Tangguh sudah mulai beroperasi pada pertengahan tahun 2008 dengan produksi harian rata-rata sebesar 600 MMSCFD dan diekspor ke Jepang, China dan USA. Kapasitas LNG Tangguh sebesar 7,6 MTPA.

4. LNG Plant di Donggi – Sulawesi Tengah

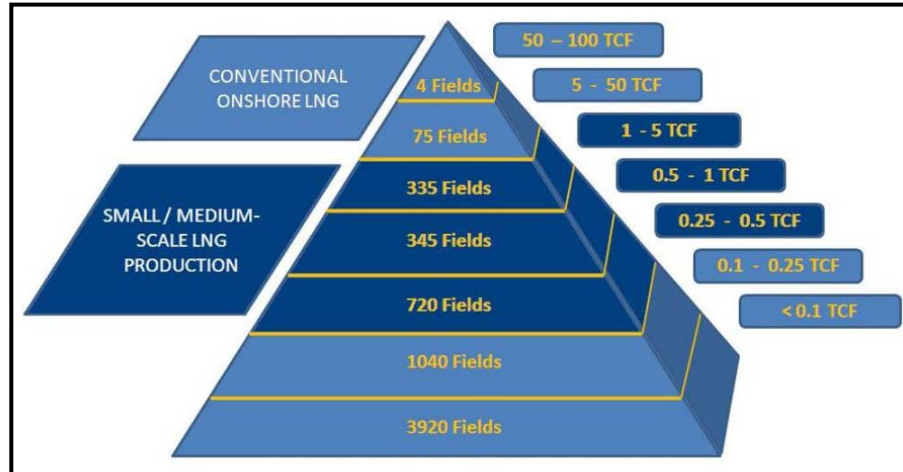
Konstruksi Kilang LNG Senoro akan dimulai pada tahun 2011 dengan target produksi pada tahun 2014. Kilang Senoro akan menghasilkan 2 juta ton LNG per tahun. Gas akan dikirim ke Jepang dengan Mitsubishi Corporation sebagai off taker.



Gambar 2.7 Peta Lokasi Kilang LNG di Indonesia (Ditjen Migas, 2011)

2.4 Small Scale LNG

Ada banyak reservoir gas alam di dunia yang belum dieksploitasi, baik itu dikarenakan kecilnya ukuran dan/atau jauhnya jarak dengan lokasi konsumen gas bumi. Diperkirakan ada sekitar 1.400 lapangan yang mempunyai cadangan gas bumi sebesar 0,25 – 5 TCF, dimana jumlah cadangan tersebut tidak memungkinkan untuk dieksploitasi sesuai dengan cara-cara yang biasa (konvensional). Terlebih lagi, dalam banyak situasi tidak ada pasar gas bumi di daerah sekitar lapangan gas bumi tersebut, ataupun tidak adanya pasar yang potensial untuk memastikan bahwa cadangan yang ada dapat digunakan untuk daerah sekitar. Gambar 2.8 menunjukkan kondisi lapangan gas bumi berikut potensi cadangan yang ada.



Gambar 2.8 Kondisi Lapangan Gas Bumi di Dunia beserta Potensi Cadangan dan Alternatif Pemanfaatannya sebagai LNG

Biasanya cadangan seperti ini tidak digunakan untuk membuat LNG konvensional dan hanya dipertimbangkan untuk membuat LNG skala kecil/menengah (small/medium scale LNG). Ketika pasar gas bumi terletak jauh dari sumber gas bumi, sangat diperlukan untuk mentransportasikan gas bumi tersebut. Saat ini ada beberapa teknologi yang memungkinkan untuk mentransport gas bumi tersebut dan diperlukan analisa serta pertimbangan untuk menggunakan salah satu moda transportasi tersebut dalam kasus yang berbeda-beda. Moda transportasi itu adalah:

1. Menggunakan jaringan pipa gas bumi,
2. Dimanfaatkan sebagai pembangkit listrik in situ dan di alirkan listriknya melalui jaringan (gas to wire),
3. Dibuat LNG dan ditransportasikan melalui LNG Carrier, LNG Tanker ataupun LNG Tank Wagons (railroad),
4. Pembangunan Bahan bakar cair melalui proses Gas to Liquid (GTL),
5. Menggunakan transportasi vessel bertekanan tinggi (Compressed Natural Gas).

Dalam kaitannya dengan pembangunan small scale LNG di Kalimantan Selatan, setelah GMB diproses menjadi LNG, LNG tersebut dapat disalurkan kedalam beberapa alternatif konsumen. Seperti dijelaskan dalam Bab I, konsumen terbesar gas bumi pada tahun 2015 adalah di Pulau Jawa, namun apabila

Pemerintah membangun industri yang membutuhkan gas bumi dan pembangkit listrik berbahan bakar gas bumi di Kalimantan, LNG tersebut dapat dimanfaatkan untuk skenario tersebut.

2.4.1 **Small Scale LNG di Dunia**

Perkembangan pasar untuk LNG berukuran small atau medium saat ini sangat pesat seiring dengan berkembangnya pasar gas yang membutuhkan gas bumi sebagai pengganti bahan bakar fosil, untuk kendaraan dan kapal, pemanfaatan gas metana batubara, pencairan dari sumber-sumber pertanian seperti gas biomass dan usaha untuk mengurangi gas suar bakar.

Perkembangan small scale LNG di dunia tidak terlepas dari berkembangnya teknologi pencairan gas bumi. Dengan menggunakan teknologi pencairan gas bumi yang dipakai sejak pertama kali LNG dibuat, teknologi pencairan gas bumi dapat dibagi menjadi tiga macam yaitu:

1. Teknologi pencairan gas bumi berbasis ekspansi siklus refrigeran.
2. Teknologi pencairan berbasis siklus Single Mixed Refrigerant / SMR (tanpa pre-cooling).
3. Teknologi pencairan gas bumi berbasis pre-cooling dikombinasikan dengan Mixed Refrigerant Cycle.

Penjelasan dari masing-masing teknologi tersebut adalah sebagai berikut:

2.4.2 **Teknologi pencairan gas bumi berbasis ekspansi siklus refrigerant**

Teknologi ini tidak meliputi perubahan fase dari cairan refrigeran (pendingin tetap sebagai gas melalui proses). Refrigeran adalah gas yang mengikuti Brayton reverse siklus. Langkah-langkah dalam siklus ini adalah: kompresi-pendinginan (pada suhu tinggi)-ekspansi-pemanasan (pada suhu rendah), tidak ada fase perubahan terjadi, sehingga aliran refrigeran melalui siklus semua berupa gas. Refrigerant pemanasan digunakan untuk mendinginkan dan mengkondensasi gas alam. Sebuah *Main Cryogenic Heat Exchanger* (MCHE) digunakan sebagai tahapan penting dari proses.

Teknologi ini digunakan secara luas dalam instalasi peak-shaving. Kilang peak-shaving menghasilkan laju produksi yang sangat rendah (0,1 – 0,2 MTPA), walaupun beberapa teknologi yang lain sedang dalam tahapan pengembangan

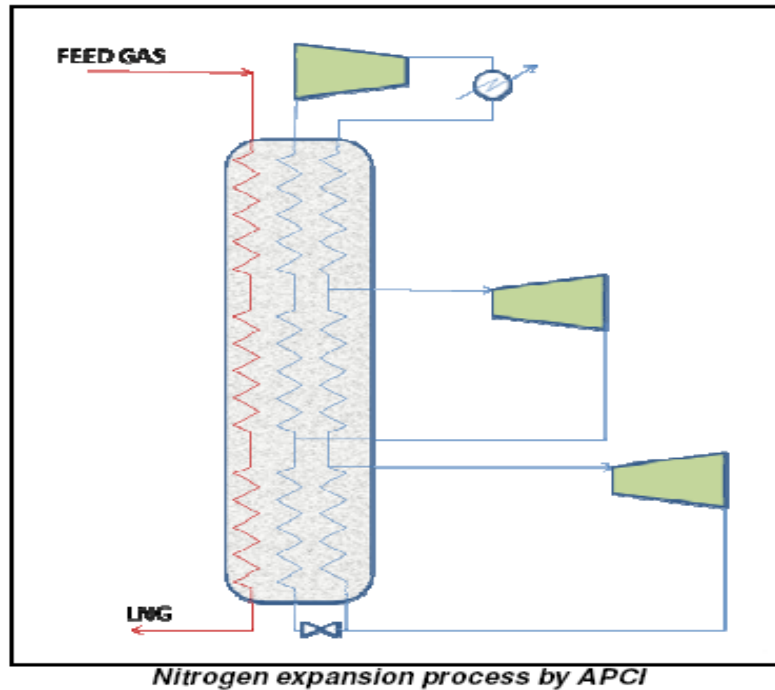
untuk laju produksi yang lebih tinggi. Beberapa keunggulan dalam proses ini adalah operasi start-up/shut down yang sederhana, menggunakan refrigerant yang tidak mudah terbakar dalam banyak fasilitas, generasi langsung dari refrigeran, modularitas, desain yang kompak dan ringan dibandingkan dengan ukuran kilang lain yang sejenis.

Tipe proses seperti ini menjadi pilihan yang patut dipertimbangkan untuk digunakan dalam instalasi lepas pantai / offshore (pencairan terapung/floating liquefaction) disebabkan oleh faktor alasan keamanan sebagaimana tidak diperlukannya sumber hidrokarbon yang dekat. Bagaimanapun juga, keterbatasan keamanan/keselamatan yang digunakan pada fasilitas offshore tidak pula cocok ketika instalasi tersebut diletakkan pada daratan/onshore sebagaimana jarak keselamatan dapat dengan mudah diamati. Pada akhirnya, keuntungan utama dalam proses ini adalah sederhananya proses yang memungkinkan cepat dan mudahnya start-up mengurangi gas yang dibuang ataupun dibakar. Di sisi lain, kelemahan utama teknologi ini, terhadap proses pendingin campuran adalah: efisiensi yang lebih rendah, persyaratan lebih tinggi pada cairan refrigeran dan jumlah lebih tinggi rotary sistem. Dalam rangka meningkatkan efisiensi proses rendah, mesin ekspansif yang digunakan termasuk katup Joule-Thompson. Mesin ekspansi memulihkan bagian dari energi dinamis yang terlibat dalam proses, yang biasanya diterapkan melalui suatu poros dalam tahapan kompresi.

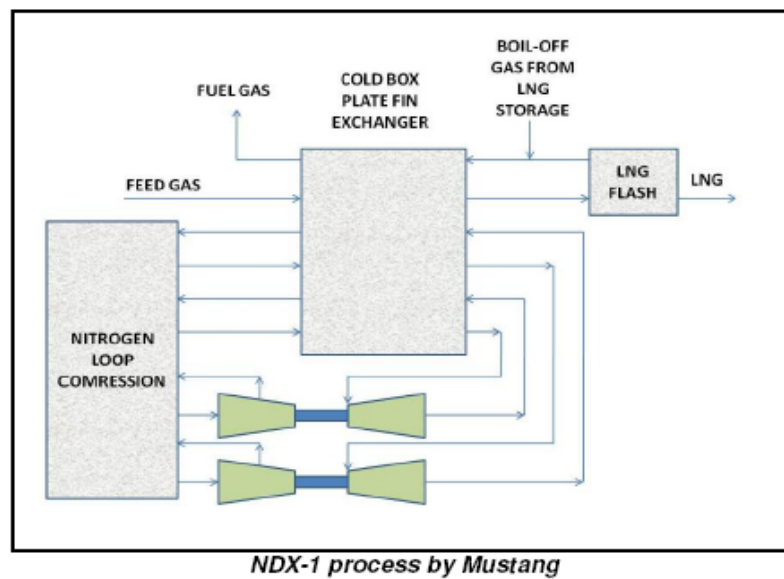
Perkembangan terakhir dari teknologi ini adalah memperbesar kapasitas produksi pada fasilitas terbaru dengan 1 MTPA. Kapasitas produksi ini membuat teknologi berbasis ekspansi siklus refrigeran sangat relevan untuk dipertimbangkan penggunaannya. Teknologi berbasis ekspansi siklus refrigeran dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

- a. Teknologi berbasis ekspansi nitrogen
- b. Teknologi berbasis ekspansi gas alam (gas umpan atau boil-off gas)
- c. Teknologi ekspansi gas bumi dikombinasikan dengan proses yang lain.

Siklus refrigerasi nitrogen secara komersial dimiliki oleh perusahaan berbeda-beda sebagai siklus tunggal ataupun kombinasi dari banyak proses, nitrogen digunakan sebagai gas yang mereproduksi siklus Brayton berkebalikan. Contoh proses ini dapat dilihat pada Gambar 2.9 dan 2.10 berikut:

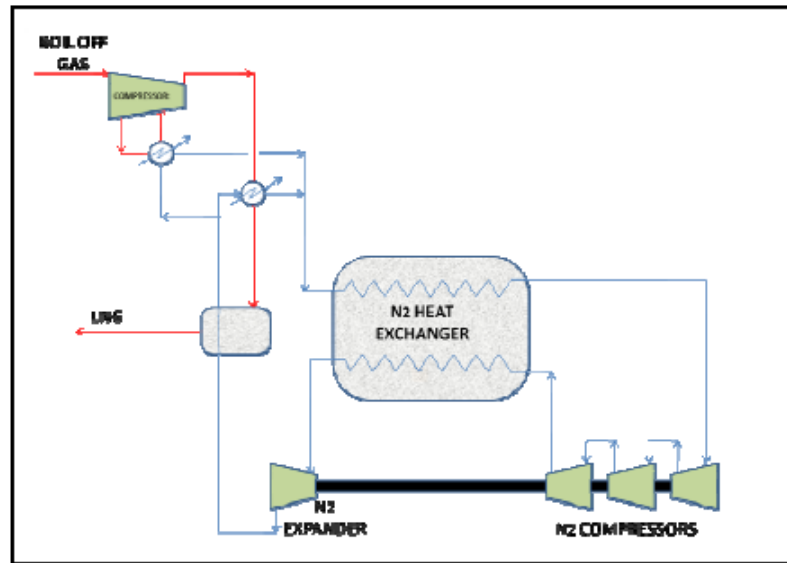


Gambar 2.9 Proses Nitrogen Expansion oleh APCI



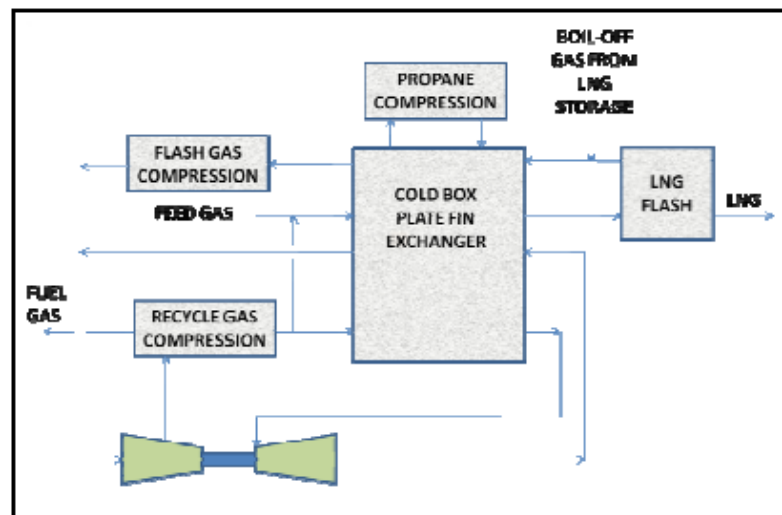
Gambar 2.10 Proses NDX-1 oleh Mustang

Seperti yang telah disebutkan sebelumnya, proses ini menggunakan refrigerant yang tidak mudah terbakar yang menjadikannya menarik untuk dipakai dalam instalasi terapung/floating. Faktanya, teknologi ini telah dipilih dalam instalasi pada Q-Max dan Q-Flex LNG Carrier. Gambaran dari instalasi tersebut dapat dilihat dalam Gambar 2.11.



EcoRel process by CRYOSTAR

Gambar 2.11 Proses EcoRel oleh CRYOSTAR



OCX-R process by Mustang

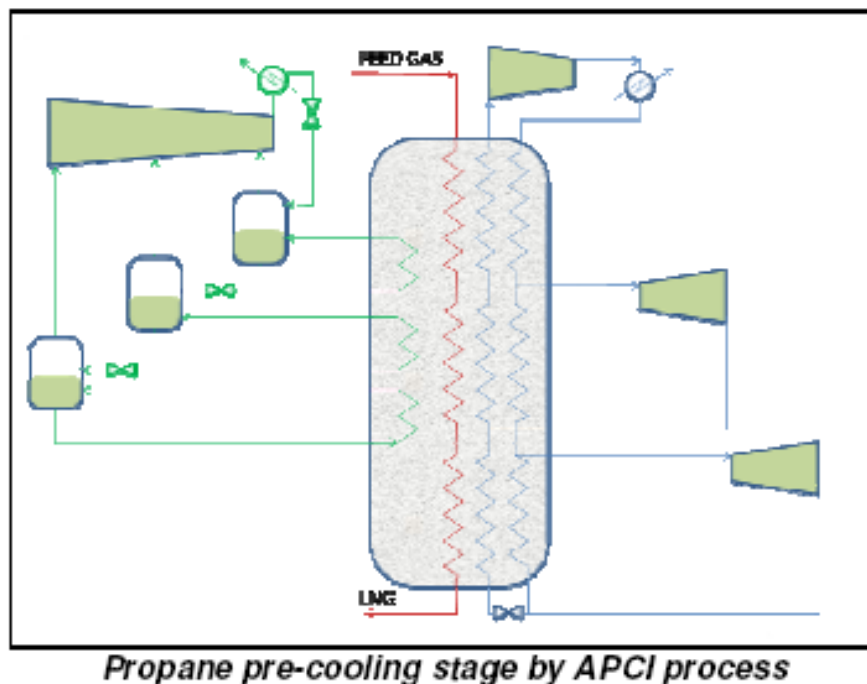
Gambar 2.12 Proses OCX-2 oleh Mustang

Teknologi berbasis ekspansi gas alam menggantikan siklus nitrogen pada siklus kriogenik Brayton berkebalikan yang diaplikasikan pada gas alam sehingga tidak diperlukan aliran refrigerant. Gambaran proses dapat dilihat pada Gambar 2.12.

Sebuah atau beberapa mesin ekspansi digunakan sebagai upaya untuk mengembalikan bagian energi yang terkandung dalam gas bertekanan. Desain dari

mesin ekspansi menjadi perbedaan utama diantara proses lain dalam teknologi berbasis ekspansi gas.

Sebagai upaya untuk meningkatkan efisiensi dalam proses pencairan dan mengurangi konsumsi bahan bakar, proses ekspansi dilengkapi dengan siklus pendinginan sederhana yang lain. Siklus ekstra yang ditambahkan pada proses ekspansi dapat berupa tahapan pre-cooling oleh propane atau ammonia atau siklus gas ganda dari metana atau nitrogen yang mengurangi jumlah refrigerant yang disimpan. Gambar 2.13 berikut menunjukkan proses dengan tahapan pre-cooling propane.



Gambar 2.13 Proses pre-cooling propane APCI

2.4.3 Teknologi pencairan berbasis siklus Single Mixed Refrigerant / SMR (tanpa pre-cooling)

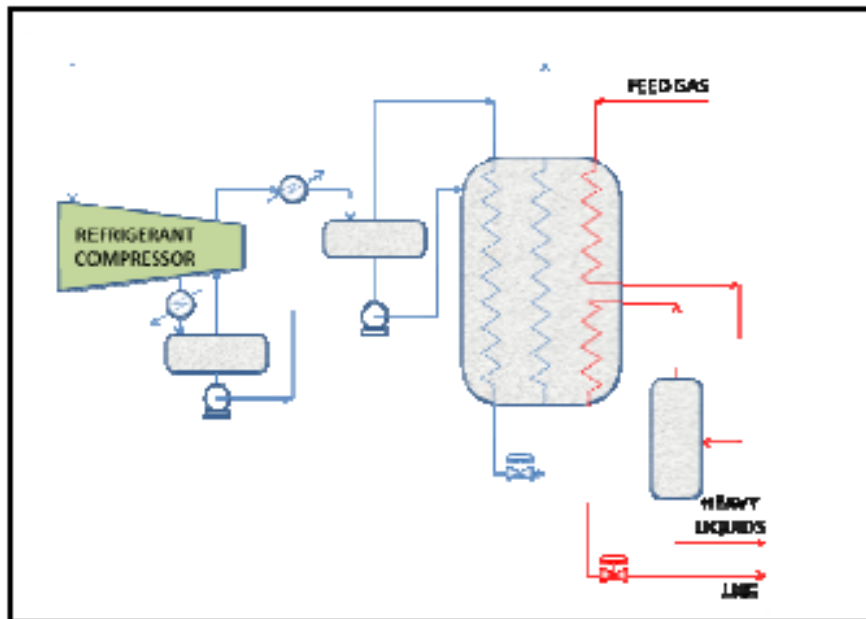
Refrigeran campuran mengalami perubahan fasa ganda: cair ke gas (penguapan) dan gas menjadi cair (kondensasi). Proses single mixed refrigerant (SMR) pada dasarnya adalah sebuah siklus Rankine terbalik dimana gas didinginkan dan dicairkan dalam sebuah penukar panas tunggal (MCHE). Refrigeran adalah campuran beberapa senyawa (terutama hidrokarbon dan nitrogen) dan mengikuti siklus reverse Rankine dengan tahapan sebagai berikut:

kompresi-pendinginan-kondensasi (pada suhu tinggi) - ekspansi-penguapan (pada suhu rendah).

Ada beberapa teknologi SMR berbeda yang tersedia di pasar dengan referensi dari proses ini sejak tahun 1970-an. Di antara semua proses mixed refrigeran, SMR menyediakan konfigurasi sederhana dari fasilitas, yang memungkinkan persyaratan CAPEX rendah, kebutuhan area yang sedikit, proses start-up yang mudah dan biaya perawatan yang rendah. Namun, pengoperasian fasilitas berdasarkan teknologi ini menuntut biaya yang lebih tinggi dalam hal konsumsi energi.

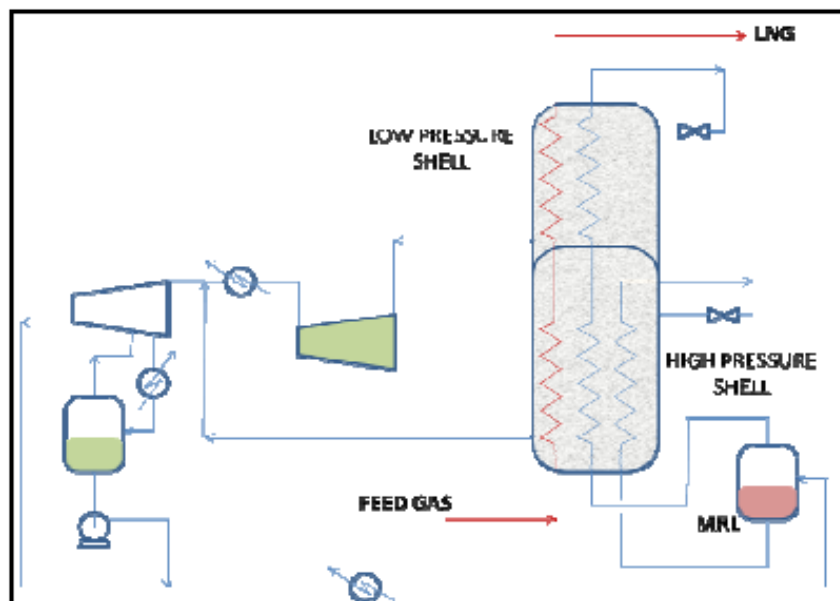
Komposisi refrigeran campuran tergantung pada persyaratan tertentu dari area yang ada dan terutama dibentuk oleh: metana, etana, propana, butana, pentana dan nitrogen dicampur dalam berbagai proporsi untuk mengoptimalkan konsumsi energi dari proses. Efisiensi dari proses ini akan optimal ketika kurva evaporasi dari refrigeran identik dengan pendinginan dan kurva pencairan gas alam.

Gambar 2.14, 2.15 dan 2.16 berikut ini menunjukkan proses yang dioperasikan dengan siklus pendinginan mixed refrigeran.



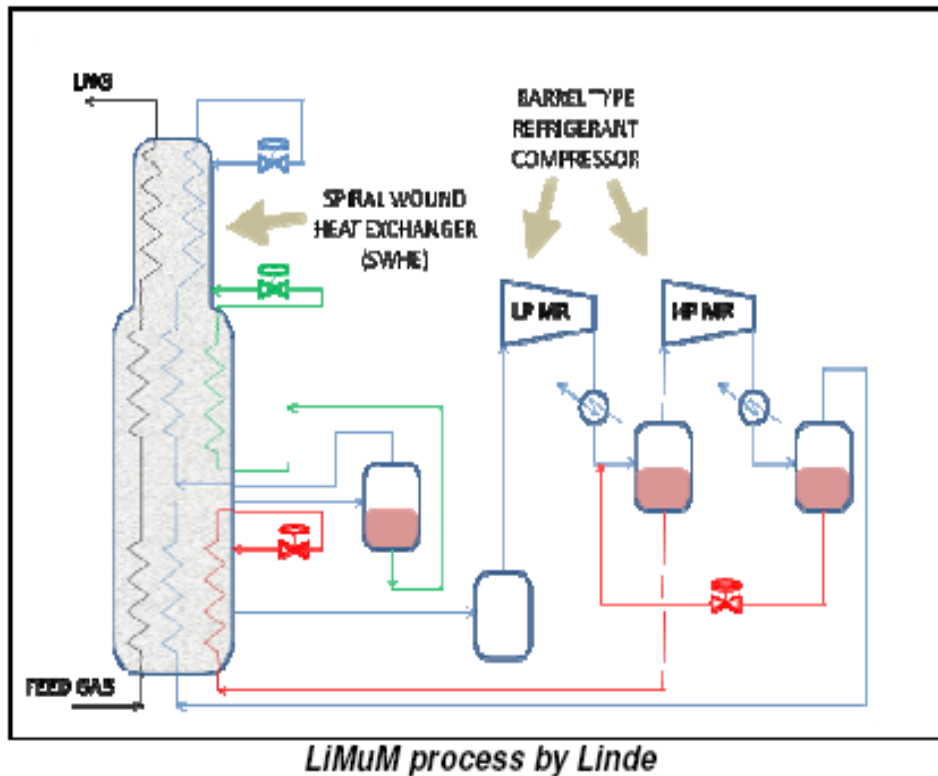
PRICO process by Black & Veatch

Gambar 2.14 Proses PRICO oleh Black & Veatch



AP-M process by APCI

Gambar 2.15 Proses AP-M oleh APCI



Gambar 2.16 Proses LiMuM oleh Linde

Proses ini terdiri dari unsur-unsur pokok yang berbeda seperti kompresor refrigerant (biasanya dua dari mereka tetapi dalam beberapa kasus hanya satu saja) dan penukar panas utama cryogenic dimana gas alam didinginkan dan dikondensasikan. Penukar panas ini biasanya merupakan multi-tabung di dalam shell atau serangkaian pelat aluminium-keras. Mixed refrigeran biasanya beroperasi pada rasio tekanan yang berbeda untuk mengurangi jumlah gas yang diperlukan sehingga efisiensi juga meningkat. Ketika beroperasi, fasilitas yang beroperasi dengan proses ini memiliki kemungkinan untuk mengeluarkan hidrokarbon yang lebih berat dari aliran gas alam. Senyawa yang lebih berat ini dapat digunakan sebagai komponen dari cairan refrigeran campuran, menjadikan fasilitas dalam sebuah area independen sehubungan dengan aliran refrigeran.

2.4.4 Teknologi dengan siklus pre-cooling dan mixed refrigerant

Dalam 30 tahun terakhir, teknologi yang paling populer diantara kilang pencairan adalah siklus pre-cooling yang dikombinasikan dengan mixed refrigeran. Teknologi ini menambahkan tahapan pre-cooling pada mixed refrigeran siklus Rankine berkebalikan, mengurangi konsumsi energi dari

keseluruhan proses (melalui peningkatan efisiensi). Siklus tambahan ini digunakan untuk pre-cool gas bumi dan/atau untuk mendinginkan dan mengkondensasikan refrigeran. Tahapan pre-cooling ini biasanya dihasilkan dalam siklus Rankine berkebalikan atau dalam sebuah siklus absorpsi. Bagian bawah dari modifikasi ini merupakan bagian yang paling kompleks dari instalasi yang dihasilkan.

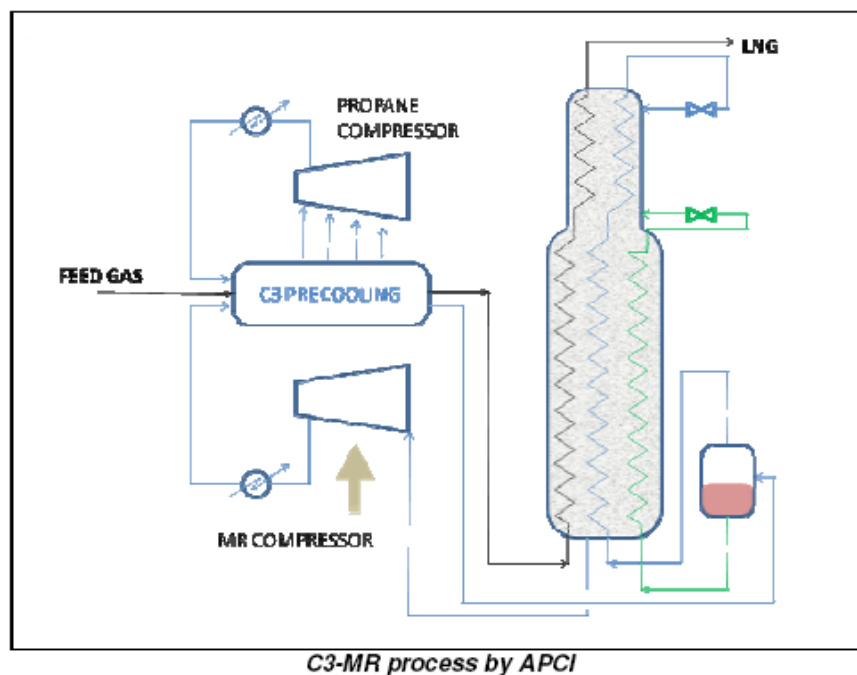
Tahapan pre-cooling digunakan untuk dua aplikasi yang berbeda:

- Untuk mendinginkan gas umpan yang akan dicairkan
- Untuk mengkondensasikan mixed refrigeran yang digunakan dalam siklus refrigerasi utama.

Terdapat pilihan berbeda untuk menambahkan siklus ini:

- Refrigerasi dengan propane mengikuti siklus Rankine berkebalikan
- Refrigerasi dengan ammonia mengikuti siklus Rankine berkebalikan
- Refrigerasi dengan ammonia mengikuti siklus absorpsi (mengambil keuntungan dari sisa panas yang dihasilkan oleh keluaran turbin yang member aksi pada kompresor utama)

Teknologi ini dapat juga menggunakan penukar panas kriogenik utama (MCHR). Gambar 2.17 berikut menunjukkan tahapan pre-cooling dengan mixed refrigeran.



Gambar 2.17 Proses C3-MR oleh APCI

Tabel 2.3. memperlihatkan beberapa teknologi yang dipakai untuk pembangunan Small Scale LNG Plant di dunia beserta kapasitasnya.

Tabel 2-3 Teknologi dan kapasitas kilang LNG skala kecil di dunia

Technologist	Process	Liquefaction Train Size	Industrial references / projects under construction / proposed projects
APCI	Double cycle of N2	< 0.2 mtpa	Peak-shaving plants (e.g.: Hopkinton, 0.12 mtpa)
	Double cycle of N2 + Pre-cooling	< 0.7 mtpa	
	AP-M™ Single MR	0.5 - 1.8 mtpa	4 trains of 0.8 mtpa at Marsa el Brega site (Lybia)
	C3MR	1.4 - 4 mtpa	In 2004, 55 trains running and 9 under construction: 72% of the Global production
Black & Veatch	PRICO	< 1.5 mtpa	* <i>Peak-shaving</i> plants (25% of installed capacity in USA) * 1 train of 0.85 and 2 trains of 1.25 mtpa at Skikda (Argelia) * Proposed projects: -Xinjiang Guanghui New Energy Company Syngas & LNG Plant 0.48 mtpa (start up in 2009) -Dazhou Huixin Energy Source 0.27 mtpa (start up in 2008)
Technip	TEAL		3 trains of 0.85 mtpa at Skikda 1 (Argelia)
Kryopak	Kryopak EXP	< 0.1 mtpa	Weizhou Island (China) 0.04 mtpa
	Kryopak PCMR	< 0.1 mtpa	*Karratha site (Australia) 0.07 mtpa *Peru site (Irradia Gas Natural) 0.1 mtpa under construction
Linde	LiMuM	< 2.5 mtpa	*Shan Shan site (Xinjiang, China) 0.43 mtpa *Nordic LNG site at Risavika (Noruega) 0.3 mtpa under Construction *Generic <i>FEED</i> with SBM for a 2.5mtpa (FLNG) plant.
Mustang Eng	Double cycle of N2 (NDX-1)	< 0.65 mtpa	Feasibility studies for onshore LNG sites: *Murphy Oil Corp.: feasibility study for monetization of associate gas.
	Open expansion cycle (OCX-2)	< 0.55 mtpa	*Woodside Energy: evaluation of different approaches for liquefaction and transportation of gas and liquid in Western Africa.
	Open expansion cycle + pre-cooling (OCX-R)	< 0.75 mtpa	*Shell Global Solutions: development of business opportunities for stranded gas (Western Africa)
BHP	Double cycle of N2	< 1.5 mtpa	Study compiled for the Bayu-Undan field (Timor Sea) in 1998 (BHP sold the field to Phillips)
CB&I Lummus	Niche LNG	< 0.85 mtpa	*Experience on mid-scale plants (e.g.: Pickens plant 0.06 mtpa) * <i>FEED</i> in progress with Höegh LNG (FLNG)
Hamworthy	Simple cycle of N2	< 0.2 mtpa	*Peak-shaving plants *Small scale plant at Kollsnes (Norway), 1 train of 0.04 mtpa and a second of 0.08 mtpa
LNG Limited	AA-MR	< 1.6 mtpa	Proposed projects: *Papua New Guinea plant 1.3 mtpa *Planta Gladstone "Fisherman's Landing" LNG (Arrow Energy) 1.3 mtpa *Planta Qeshm LNG (Iran) 3 x 1.15 mtpa

2.4.5 Small Scale LNG berbahan baku GMB

Gas Metana Batubara yang dihasilkan di beberapa Negara saat ini, diproyeksikan untuk dimanfaatkan dan diolah menjadi LNG. Di Indonesia sendiri, beberapa lapangan GMB yang sudah menandatangani kontrak kerja sama (KKS) berada jauh dari konsumen gas bumi, oleh karena itu alternative pembuatan small scale LNG sangat dimungkinkan dan didukung pula dengan rencana Pemerintah untuk membangun LNG Receiving Terminal di beberapa lokasi, diantaranya di Pulau Sumatera dan Pulau Jawa. Beberapa keuntungan yang diperoleh apabila GMB dimanfaatkan untuk LNG adalah:

1. Dapat dimanfaatkan dan mudah ditransportasikan ke daerah pasar gas bumi yang jauh dari lokasi lapangan GMB.
2. Mengurangi emisi gas metana karena kandungan metana dalam GMB dapat mencapai lebih dari 95%.
3. Dengan menggunakan LNG, dapat mengurangi biaya kompresi.
4. Teknologi small scale LNG semakin berkembang dan lapangan GMB yang memiliki cadangan gas bumi yang kurang dari 5 TCF dapat memanfaatkan teknologi tersebut.

Proses yang ada dalam pembuatan LNG dari GMB pada umumnya terdiri dari proses-proses sebagai berikut :

- Penghilangan partikel-partikel yang ada dalam GMB.
- Penghilangan pengotor-pengotor
- Penghilangan oksigen dengan thermal oxidizer
- Penghilangan CO₂ dengan salah satunya menggunakan vacuum pressure swing adsorber (VPSA)
- Proses refrigerasi menggunakan beberapa teknologi yang ada dalam Tabel 2.3.
- Penghilangan N₂

Proses tersebut didasari atas kandungan gas (gas composition) yang ada dalam GMB yang akan dicairkan menggunakan small scale LNG plant. Dalam seminar tesis ini, teknologi yang dipakai disesuaikan dengan kandungan komposisi gas yang ada dalam GMB di Kalimantan Selatan.

Negara-negara yang memanfaatkan teknologi small scale LNG dan dipergunakan untuk membuat LNG dari bahan baku GMB dapat dilihat dari Tabel 2.4 berikut ini :

Tabel 2-4 Daftar Lokasi Kilang Small Scale LNG berbahan Baku CMM / GMB di beberapa Negara dan kapasitasnya

Plant	Location	Capacity per train MTPA	Total Capacity MTPA	Status	Start up year	Owner	Liquefaction process licensor	Remarks
Shan Shan LNG Plant	China	0,43	0,43	In Operation	2004	Xin Jiang Guanghui LNG Development Co	LINDE	
DaZhou LNG	China	0,27	0,27	Under Construction	2008	China Gas Holdings Ltd	PRICO (B&V)	
Xinjiang	China	0,40	0,40	Proposed	2009	Xin Jiang Guanghui New Energy Company LNG / Syngas	PRICO (B&V)	
Ordos LNG1	China	0,27	0,27	Under Construction	2008	Unknown	PRICO (B&V)	
Ordos LNG2	China	0,30	0,30	Unknown	Unknown	Unknown	PRICO (B&V)	
Jingbiang	China	0,10	0,10	Under Construction	2009	China Gas Holdings Ltd	PRICO (B&V)	
Zhuhai (CNOOC)	China	0,15	0,15	Under Construction	2008	CNOOC Guangdong LNG Ltd.	PRICO (B&V)	
Wuxi Yongda	China	0,20	0,20	Under Construction	2010	Unknown	Unknown	
Irradia LNG	Peru	0,16	0,16	Under Construction	2009	Irradia J.V. (Applied LNG Tec. Inversiones Wineca & Energy Partners)	Kryopak	
Qeshm-LNG Limited	Iran	3 x 1,15	3,45	Proposed	2012	LNG International Qeshm Pty Ltd & Civil Pension Fund. Company Iran	Unknown	
PNG- LNG Limited	Papua New Guinea	2*1,3	2,60	Proposed	2012	Liquefied natural Gas Limited	Unknown	Ammonia absorption Process
Galveston LNG	Australia	1,30	1,30	Proposed	2013	Galveston LNG	Unknown	Coal- Bed Methane
Sunshine Gas, Sojilt Gladstone LNG	Australia	0,50	0,50	Proposed	2012	Sunshine Gas (30%) & Sojilt (70%)	Unknown	Coal- Bed Methane
Fisherman's Landing LNG LNG	Australia	1,30	1,30	Proposed	2012	Golar LNG (33%) Liquefied Natural Gas (33%) Arrow Energy (33%)	Unknown	Coal Bed Methane. Ammonia absorption Process
Donggi Senoro	Indonesia	2,20	2,20	Proposed	2010	Mitshubishi(51%) Pertamina (29%) Medco (20%)	Unknown	
Kollsnes I&II	Noruega	0,13	0,13	In Operation	2004	Gasnor	Open Art Tec. CHART	Expansion of an existing plant
Nordic LNG	Noruega	0,30	0,30	Under Construction	2010	Skangas 60 %, Skaugen 40%	LINDE	

2.5 Keekonomian

Teori keekonomian yang digunakan dalam pembangunan Small scale LNG berbahan baku Gas Metana Batubara di Kalimantan Selatan menggunakan pendekatan dari sisi profitabilitas karena menyangkut keuntungan yang langsung dapat diterima secara finansial. Aspek yang digunakan dalam pendekatan keekonomian dalam Tesis ini yaitu: NPV (Net Present Value), IRR (Internal Rate of Return), Payback Period (PBP) dan Profitability Indeks (PI).

2.5.1 NPV (Net Present Value)

NPV menunjukkan nilai absolute keuntungan dari modal yang diinvestasikan di proyek. NPV merupakan selisih antara pendapatan dengan biaya-biaya (termasuk pajak) yang dikeluarkan dalam tahun buku tertentu selama umur proyek. Perhitungan NPV menggunakan factor diskon tertentu yang mencerminkan tingkat penyusutan nilai uang akibat factor finansial seperti inflasi. NPV yang didiskon mencerminkan nilai bersih (*absolute*) dari keuntungan proyek. Bentuk umum persamaan NPV adalah sebagai berikut :

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

atau dapat juga ditulis :

$$NPV = X_0 + \frac{X_1}{(1+i)} + \frac{X_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{X_N}{(1+i)^N}$$

Dimana :

NPV = *Net Present Value* (nilai sekarang bersih) proyek

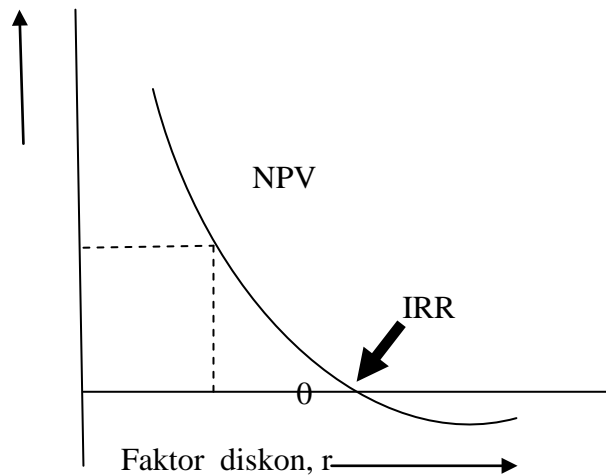
X_0 = *Cash Flow* pada tahun 0

$X_{1,2,\dots,N}$ = *Cash Flow* pada tahun 1, 2, ..., N

I = Faktor diskon, *discount rate*-i

N = tahun buku

Dari formula di atas, NPV positif proyek memberikan keuntungan, sebaliknya NPV negative menunjukkan proyek rugi. Berdasarkan formula di atas, nilai NPV dipengaruhi oleh factor diskon (*discount rate*)-nya. Semakin besar factor diskon maka NPV akan mengecil. Secara grafis hubungan antara NPV dan factor diskon diilustrasikan pada Gambar 2.18.



Gambar 2.18 Hubungan NPV Terhadap Faktor Diskon

2.5.2 IRR (Internal Rate of Return)

Hubungan antara NPV dan factor diskon merupakan garis lengkung kudratik dengan pangkat N (perodik proyek). Titik potong antara kurva dengan factor diskon memberikan NPV sama dengan nol merupakan nilai IRR dari proyek, atau :

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

Dimana :

X_t = Cash Flow di tahun ke-t

i = suku bunga (*discount rate*)

Semakin besar IRR maka proyek akan semakin baik. Dalam evaluasi proyek nilai IRR dibandingkan dengan nilai MARR (*Minimum Attractive Rate of Return*) yang dikehendaki Badan Usaha. Jika IRR lebih besar atau sama dengan MARR maka proyek akan dieksekusi, demikian pula sebaliknya. Nilai MARR proyek telah mengakomodasi factor biaya modal, resiko, dan tingkat keuntungan yang dikehendaki, atau :

$$MARR = \text{cost of capital} + \text{risk premium} + \text{profit margin}$$

Biaya modal (*cost of capital*) merupakan biaya dana yang dipakai untuk proyek, bersumberkan dana internal perusahaan (baik dari akumulasi keuntungan maupun

penerbitan saham baru) maupun dari pinjaman (perbankan maupun obligasi). Semakin mahal biaya dana maka MARR akan semakin besar. Dalam kondisi tertentu biaya modal merupakan optimasi dari sumber-sumber dana yang ada untuk memberikan biaya modal yang optimum.

Kompensasi resiko (*risk premium*) merupakan prosentase keuntungan yang diminta Badan Usaha sebagai kompensasi atas kemungkinan kegagalan proyek disebabkan tidak tercapainya variable-variabel penting dalam keekonomian proyek. Kompensasi ini bergantung pada jenis kegiatan yang mencerminkan tingkat resiko dari masing-masing kegiatan tersebut. Semakin tinggi tingkat resiko, maka Badan Usaha meminta kompensasi resiko yang semakin tinggi. Tinggi rendahnya tingkat resiko dipengaruhi oleh tingkat ketersediaan informasi tentang proyek. Semakin sedikit informasi yang ada, maka level confidential Badan Usaha akan semakin berkurang sehingga Badan Usaha meminta jaminan keberhasilan proyek berupa kenaikan kompensasi resikonya. Dalam industri migas, kompensasi proyek hulu lebih tinggi dari proyek hilir akibat factor *uncertainty* proyek hulu yang lebih tinggi dari proyek hilir.

Margin keuntungan (*profit margin*) merupakan tingkat keuntungan riil yang dikehendaki Badan Usaha dari suatu proyek. Tingkat keuntungan ini merupakan kompensasi atas modal yang ditanamkan dalam proyek, dan mencerminkan tingkat ekspektasi rata-rata dari portofolio investasi dari proyek sejenis. Dalam system pasar uang yang terbuka dan kompetitif, tingkat keuntungan antar proyek bersifat *changeable* (dapat dipertukarkan). Aliran modal akan menuju jenis proyek yang memberikan *yield* tertinggi. Semakin besar aliran modal masuk kedalam proyek tertentu maka kompetisi pasokan modal terjadi. Ekuilibrium pasar modal ini akan menekan tingkat keuntungan yang ada menuju titik tertentu sebagai rata-rata tingkat keuntungan penanam modal pada periode tertentu.

2.5.3 PBP (Payback Period)

Periode pengembalian atau *pay back period*, disebut juga *pay out time* (POT) dari suatu proyek didefinisikan sebagai periode dimana akumulasi penerimaan sama dengan akumulasi biayanya. Periode pengembalian dihitung

dengan mengakumulasi *cash flow*. Jika akumulasi *cash flow* sama dengan nol maka periode pengembalian telah tercapai. Secara matematis periode pengembalian dirumuskan sebagai :

$$\sum_{t=0}^{t=POT} X_t = 0$$

Dimana :

X_t = *Cash Flow* pada tahun t

POT = periode pengembalian proyek

T = tahun buku berjalan

Periode pengembalian mencerminkan lama modal investasi dapat kembali. Semakin modal cepat kembali maka *attractiveness* proyek akan semakin baik, demikian pula sebaliknya. Sebagai contoh, jika IRR proyek ditentukan 12% pertahun (berbasis US\$), mak POT proyek rata-rata sebesar 10 tahun.

2.5.4 Analisis Sensitivitas

Nilai-nilai parameter dalam studi ekonomi teknik biasanya diestimasikan besarnya, akibatnya nilai-nilai tersebut mempunyai faktor kesalahan. Mungkin lebih besar atau lebih kecil dari hasil estimasi yang diperoleh atau berubah pada saat-saat tertentu. Perubahan yang terjadi pada nilai-nilai parameter akan mengakibatkan perubahan pada hasil yang ditunjukkan oleh suatu alternatif investasi. Perubahan ini memungkinkan keputusan akan berubah dari satu alternatif ke alternatif yang lain.

Apabila berubahnya faktor-faktor atau parameter-parameter tersebut mengakibatkan berubahnya suatu keputusan, maka keputusan tersebut dikatakan sensitif terhadap perubahan nilai parameter atau faktor tersebut.

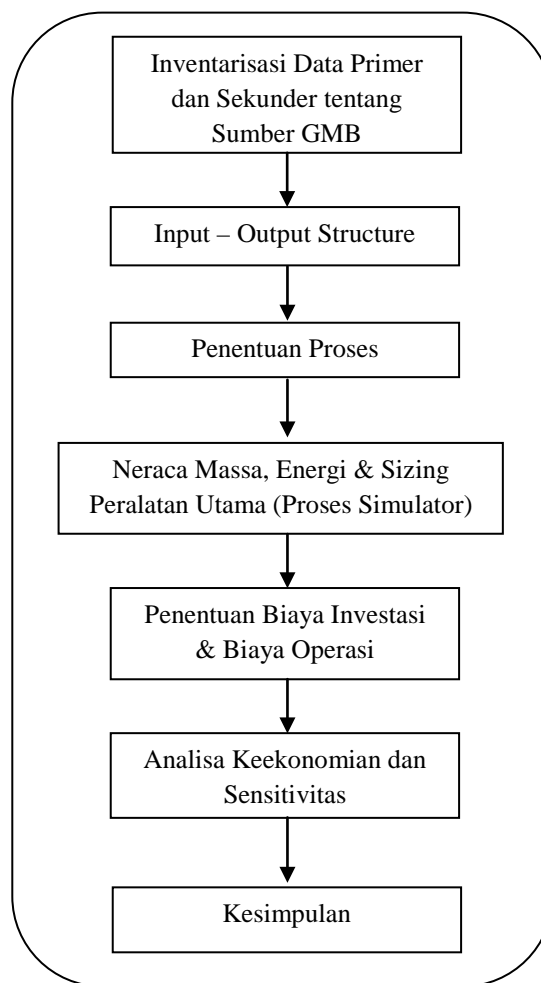
Untuk mengetahui seberapa sensitif suatu keputusan terhadap perubahan faktor atau parameter yang mempengaruhinya maka setiap pengambilan keputusan seharusnya disertai dengan analisa sensitivitas. Analisa sensitivitas akan memberikan gambaran sejauh mana suatu keputusan akan konsisten meskipun terjadi perubahan faktor-faktor atau parameter-parameter yang mempengaruhinya.

Analisa sensitivitas dilakukan dengan mengubah nilai suatu parameter pada suatu saat untuk selanjutnya dilihat bagaimana pengaruhnya terhadap akseptabilitas suatu alternatif investasi. Parameter-parameter yang biasanya berubah dan perubahannya dapat mempengaruhi keputusan adalah biaya investasi, aliran kas, nilai sisa, tingkat bunga, tingkat pajak, dan sebagainya.

BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1 Metodologi

Dari latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian dan batasan masalah yang telah diuraikan pada bab sebelumnya, maka dapat disusun metode dan langkah kerja yang akan dilakukan dalam penelitian ini. Skema prosedur penelitian yang akan dilakukan dapat dilihat pada Gambar 3.1. dengan tahapan sebagaimana di bawah ini.



Gambar 3.1 Kajian Keekonomian Pembangunan Small Scale LNG Plant Berbahan Baku Gas Metana Batubara Di Kalimantan Selatan

Uraian lebih detail mengenai masing- masing tahapan di atas akan dibahas pada sub bab berikutnya.

3.2 Inventarisasi Data Primer dan Sekunder tentang Sumber GMB

Penelitian ini dimulai dengan pengumpulan atau inventarisasi data yang bisa didapatkan langsung.

3.3 Input & Output Structure

Input & output structure dari penelitian ini adalah:

Input berupa properties dari gas umpan atau gas metana-B yang akan dijadikan LNG. Nigel J. Unsworth dalam papernya mengatakan bahwa secara umum komposisi gas dalam Coal Bed Methane dan perbandingannya dengan natural gas adalah sebagai berikut:

Tabel 3-1 Perbandingan komposisi gas GMB dan Natural Gas secara umum (typically)

Gas Composition (mol %)	GMB (typical)	Natural Gas (typical)
Methane	95,0	83,0
Carbon Dioxide	3,0	2,5
Nitrogen	2,0	1,5
Ethane	Trace	6,5
Propane	Absent	3,0
Butanes	Absent	1,5
Condensate (C5+)	Absent	0,5
Hydrogen Sulphide	Absent	1,5

Sementara Output yang ingin dihasilkan dari pencairan GMB adalah berupa LNG dengan kandungan Metana yang sesuai dengan keinginan pasar atau konsumen seperti terlihat pada tabel 3.2.

Tabel 3-2 LNG Quality According to Sales Contract

TABLE OF LNG QUALITY ACCORDING TO SALES CONTRACT									
COMPONENT	1973 S/C	BADAK II S/C	ARUN II S/C	ARUN 3 S/C	KOREA II S/C	MCGC S/C	BADAK IV S/C	BADAK V S/C	BADAK III/VI S/C
METHANE (CH ₄)	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %	> 85 MOL %
NITROGEN (N ₂)	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %	≤ 1.0 MOL %
BUTANE (C ₄)	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %	≤ 2.0 MOL %
PENTANE (C ₅)	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %	≤ 0.1 MOL %
HYDROGEN SULFIDE (H ₂ S)	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF	≤ 0.25 GRAIN / 100 SCF
TOTAL SULFUR	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF	≤ 1.3 GRAIN / 100 SCF
GROSS HEATING VALUE	1070 - 1170 BTU / SCF	1065 - 1180 BTU / SCF	1070 - 1180 BTU / SCF	1070 - 1180 BTU / SCF	1070 - 1170 BTU / SCF	1070 - 1170 BTU / SCF	1065 - 1185 BTU / SCF	1070 - 1170 BTU / SCF	1100 - 1160 BTU / SCF
DENSITY	> 453 KG/M ³	> 453 KG/M ³	> 453 KG/M ³	NA	NA	NA	NA	NA	NA

Sumber: LNG Spec Ref Dales Contract/04/04/2008/wp

3.4 Penentuan Proses

Dalam hal penentuan proses yang akan dipakai untuk mengolah GMB menjadi LNG, sesuai dengan yang dijelaskan dalam Bab II, bahwa ada beberapa alternative proses yang dapat digunakan untuk mengubah GMB menjadi LNG. Dalam hal ini penulis memilih proses *two-stage MRC* dengan *Double Cycle of N₂ + Pre-cooling* seperti diungkapkan dalam makalah berjudul “Comparison Of Liquefaction Processes For Small-Scale LNG Plants” yang menyebutkan bahwa proses *two-stage MRC* jauh lebih sederhana daripada *propane pre-cooling MRC*, dimana konsumsi tenaga sedikit lebih banyak (Gu, 2000). Selain itu proses propane pre-cooling MRC akan memerlukan propane make-up, sedangkan GMB yang akan diolah tidak mengandung propana yang bisa digunakan untuk make-up.

3.5 Neraca Massa, Energi dan & Sizing Peralatan Utama (Proses Simulator)

Pada tahap ini akan disimulasikan pencairan LNG dari feed berupa GMB dengan menggunakan teknologi APCI melalui proses *Double cycle of N₂ + pre-cooling* melalui program simulator yang dibuat oleh Ting Gao, Wensheng Lin dan Anzhong Gu dalam makalahnya berjudul “CBM Liquefaction Process Integrated With Distillation Separation Of Nitrogen”.

3.6 Penentuan Biaya Investasi dan Biaya Operasi

Setelah tahapan simulasi selesai dilakukan maka didapatkan beberapa spesifikasi peralatan yang dapat dihitung besarnya harga dan konsumsi energy, sehingga perhitungan komponen CAPEX dan OPEX dengan mengacu pada harga perkiraan tahun 2015 berdasarkan linearisasi chemical cost index pada tahun tersebut dibandingkan dengan cost index tahun sekarang. Laba produksi didapat dari pengurangan biaya OPEX, depresiasi serta pajak. Sehingga tahapan cash flow dapat diperoleh untuk menentukan analisa keekonomian LNG Plant.

3.7 Analisa Keekonomian dan Sensitivitas

Tahapan selanjutnya setelah perhitungan keekonomian dilanjutkan dengan data hasil keluaran keekonomian yaitu IRR, NPV dan Payback Period, dimana ketiga parameter tersebut dapat mengetahui kelayakan pabrik dan lamanya pengembalian modal usaha, sedangkan untuk mengetahui parameter yang terpenting dalam kelayakan pabrik menggunakan perhitungan sensitivitas dengan metode spider chart dan tornado chart. Hasil dari chart tersebut dapat disimulasikan lagi sehingga mendapatkan batasan kelayakan yang dapat dirumuskan menjadi persamaan dengan tujuan menghitung harga jual LNG yang layak.

3.8 Kesimpulan

Pada tahap kesimpulan akan dihasilkan analisa keekonomian pabrik LNG yang didasarkan dari hasil perhitungan dan pembahasan pada tahapan sebelumnya.

BAB 4 PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

4.1 Inventarisasi Data Primer dan Sekunder tentang Sumber GMB

Gas metana batubara (GBM) yang akan digunakan dalam rancangan ini adalah GMB yang berasal dari Lapangan GMB Barito – Banjar di Kalimantan Selatan. Sesuai dengan hasil study yang dilakukan Pemerintah cq Ditjen Migas bersama dengan Universitas, didapat kandungan GMB di dalam reservoir ini sebanyak 1,49 – 2,17 TCF dengan *recovery factor* sebesar 30% mempunyai potensi untuk diproduksi dengan laju alir 30 – 40 MMSCFD yang diperkirakan bisa mensuplai gas selama 20 – 25 tahun.

Adapun kandungan dari GMB ini diperkirakan sebagai berikut, sesuai dengan yang telah dijelaskan pada Bab III.

Tabel 4-1 Perbandingan komposisi gas GMB dan Natural Gas secara umum (typically)

Gas Composition (mol %)	GMB (typical)	Natural Gas (typical)
Methane	95,0	83,0
Carbon Dioxide	3,0	2,5
Nitrogen	2,0	1,5
Ethane	Trace	6,5
Propane	Absent	3,0
Butanes	Absent	1,5
Condensate (C5+)	Absent	0,5
Hydrogen Sulphide	Absent	1,5

Namun produksi GMB dengan komposisi tersebut tidak serta merta diperoleh. GMB bisa keluar (*desorption*) dari matriks melalui rekahan, dengan merendahkan tekanan air pada target lapisan. Untuk memperoleh GMB, sumur produksi dibuat melalui pengeboran dari permukaan tanah sampai ke lapisan batubara target. Karena di dalam tanah sendiri lapisan batubara mengalami tekanan yang tinggi, maka efek penurunan tekanan akan timbul bila air tanah di sekitar lapisan batubara dipompa (*dewatering*) ke atas. Hal ini akan menyebabkan gas metana terlepas dari lapisan batubara yang memerangkapnya, dan selanjutnya

akan mengalir ke permukaan tanah melalui sumur produksi tadi. Selain gas, air dalam jumlah yang banyak juga akan keluar pada proses produksi ini, setelah produksi komposisi juga kemungkinan bisa berubah.

Harga beli GMB dari lapangan GMB Barito-Banjar yang terletak di Kalimantan Selatan diperkirakan tidak jauh berbeda dari harga jual gas bumi dari produsen gas bumi kepada konsumen hulu gas bumi seperti PLN, pupuk dan PGN. Tabel 4-2 memperlihatkan contoh model harga jual gas bumi dari produsen gas kepada konsumen.

Tabel 4-2 Model Harga Gas pada Perjanjian Jual Beli Gas (PJBG)

No	Gas Price Model	Example
1	Fixed Price	Gas Price for Industry = US\$ 5,4/MMBTU
2	Escalated per Year	Gas Price for Industry = US\$ 5/MMBTU Esc. 3%/Year
3	Gas Price Related to Oil Price (JCC)	Gas Price for Industry = $JCC \leq US\$45/bbl = [(15.4\% \times JCC) - 1.1044] \times 0.982 \times 0.88 \times 0.50]$
4	Gas Price Related to Consumer Product	Gas Price for Industry = $C1 \times (NH3-25)/155 + C2 \times ICP/15 + [C3 \times (NH3-225)/32]$
5	Gas Price Related to Combination between Oil Price and Product Price	

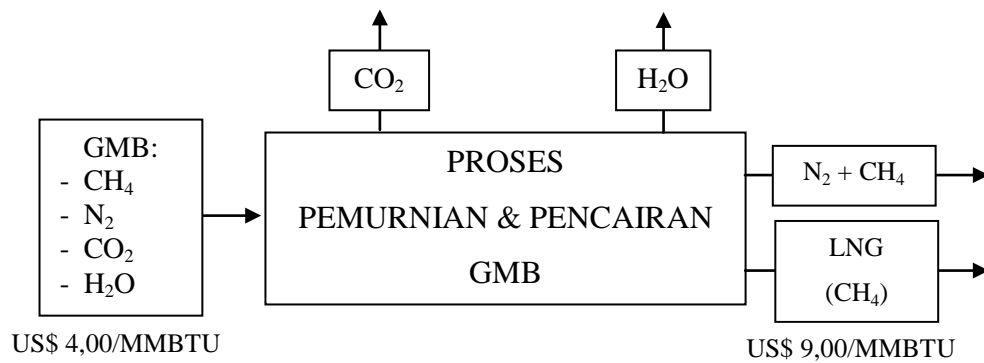
Sumber : Laporan Tahunan Ditjen Migas 2010

Pada tabel 4-2 diperlihatkan contoh harga gas untuk industry di Indonesia yang sudah mencapai harga US\$ 5,4/MMBTU.

4.2 Input – Output Structure

Gas metana batubara yang diperoleh dari produsen (Kontraktor Kontrak Kerja Sama) umumnya dihargai US\$ 4,00/MMBTU, sementara LNG yang dihasilkan, yaitu sekitar 90 – 100 % dari Gas methane umpan, dapat dijual dengan harga US\$ 9,00/MMBTU. Dengan demikian secara keekonomian terdapat margin sebesar US\$ 4,50/MMBTU yang berpotensi terdapat keuntungan apabila membangun LNG Plant berbahan baku GMB. Gambar 4.1 menunjukkan gambaran Input-Output Structure dari proses pembuatan LNG dari GMB dengan

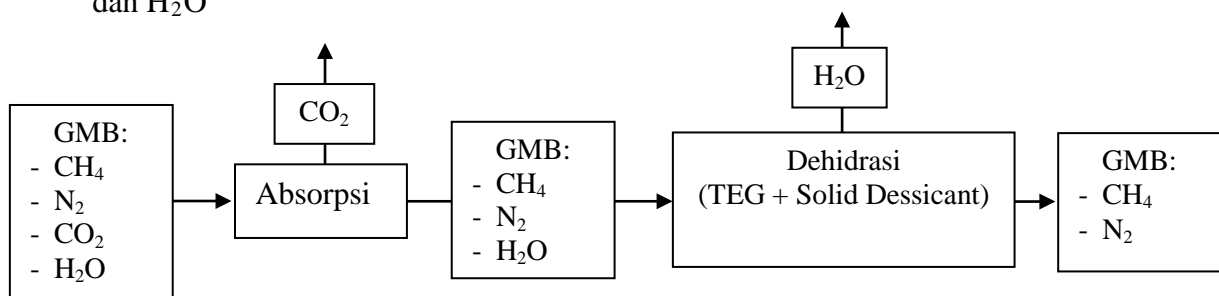
gas buang CO₂ dan H₂O serta campuran N₂ dan CH₄ yang dalam proses yang diusulkan nantinya bisa dimanfaatkan untuk pendingin diproses refrigerasi.



Gambar 4.1 Blok Diagram Input-Output Structure

4.3 Penentuan Proses

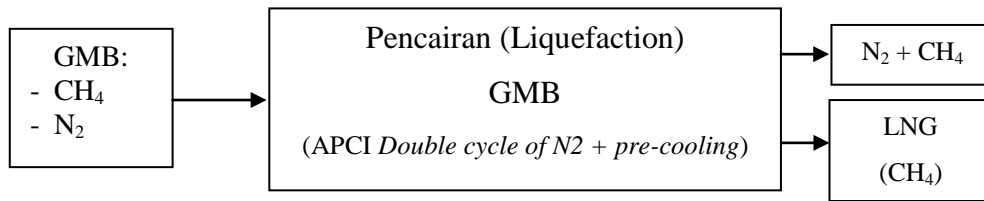
Sebelum GMB memasuki proses pencairan (*liquefaction*) maka harus dihilangkan komponen berupa CO₂ dan H₂O yang dapat mengganggu proses pencairan GMB menjadi LNG. Proses pemurnian GMB menggunakan proses absorpsi CO₂ dan proses dehidrasi baik dengan menggunakan TEG dan *solid dessicant*. Proses absorpsi CO₂ yang dipilih adalah proses yang selama ini sudah banyak dipakai yaitu absorpsi dengan amine seperti DEA yang kemudian dilanjutkan dengan proses dehidrasi dengan menggunakan TEG dan *solid dessicant*. Gambar 4.2 menunjukkan blok diagram proses pengurangan gas CO₂ dan H₂O



Gambar 4.2 Blok Diagram Pemurnian GMB

Gas Metana Batubara (GMB) setelah melalui proses pemurnian dari CO₂ dan H₂O tersebut kemudian akan dikirimkan ke unit proses pencairan LNG. Berdasarkan bahasan pada Bab III, proses pencairan LNG dari feed berupa GMB yang paling cocok adalah dengan menggunakan teknologi APCI melalui proses

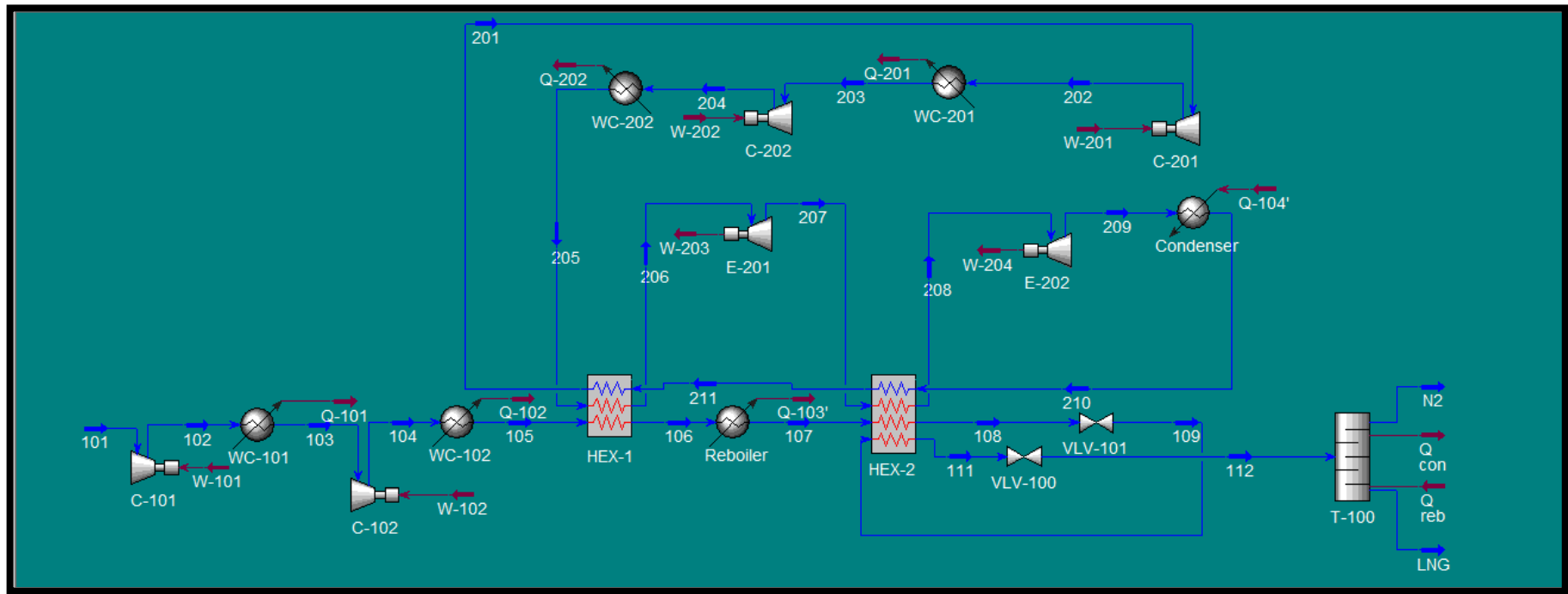
Double cycle of N₂ + pre-cooling. Blok diagram untuk proses pencairan ini dapat dilihat pada Gambar 4.3.



Gambar 4.3 Blok Diagram Pencairan (Liquefaction) GMB

Sedangkan diagram alir proses secara detail dapat dilihat pada Gambar 4.4. Sebagaimana terlihat pada Gambar 4.4, aliran gas GMB setelah keluar dari unit Dehidrasi kemudian dimasukkan kedalam proses pencairan (101) ditekan hingga tekanan 49.35 atm (105). Aliran gas kemudian didinginkan oleh dua heat exchanger hingga suhu -160°C (112). Kemudian dipisahkan dari nitrogen dengan fraksinasi hingga menjadi LNG (8). Setelah menjadi LNG disimpan di tanki penyimpanan. Aliran GMB ini didinginkan pada heat exchanger dengan menggunakan nitrogen sebagai refrigerant.

Aliran refrigerant (201) ditekan dari tekanan 3 atm hingga tekanan 50 atm. Kemudian didinginkan dan diekspansi dengan dua tahap hingga suhu -150°C (210). Lalu aliran ini digunakan untuk mendinginkan aliran GMB pada heat exchanger hingga kembali lagi menjadi aliran 201 untuk di tekan kembali.



Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Pencairan (Liquefaction) GMB

4.4 Neraca Massa, Energi, & Sizing Peralatan Utama (Proses Simulator)

4.4.1 Neraca Massa dan Neraca Energi

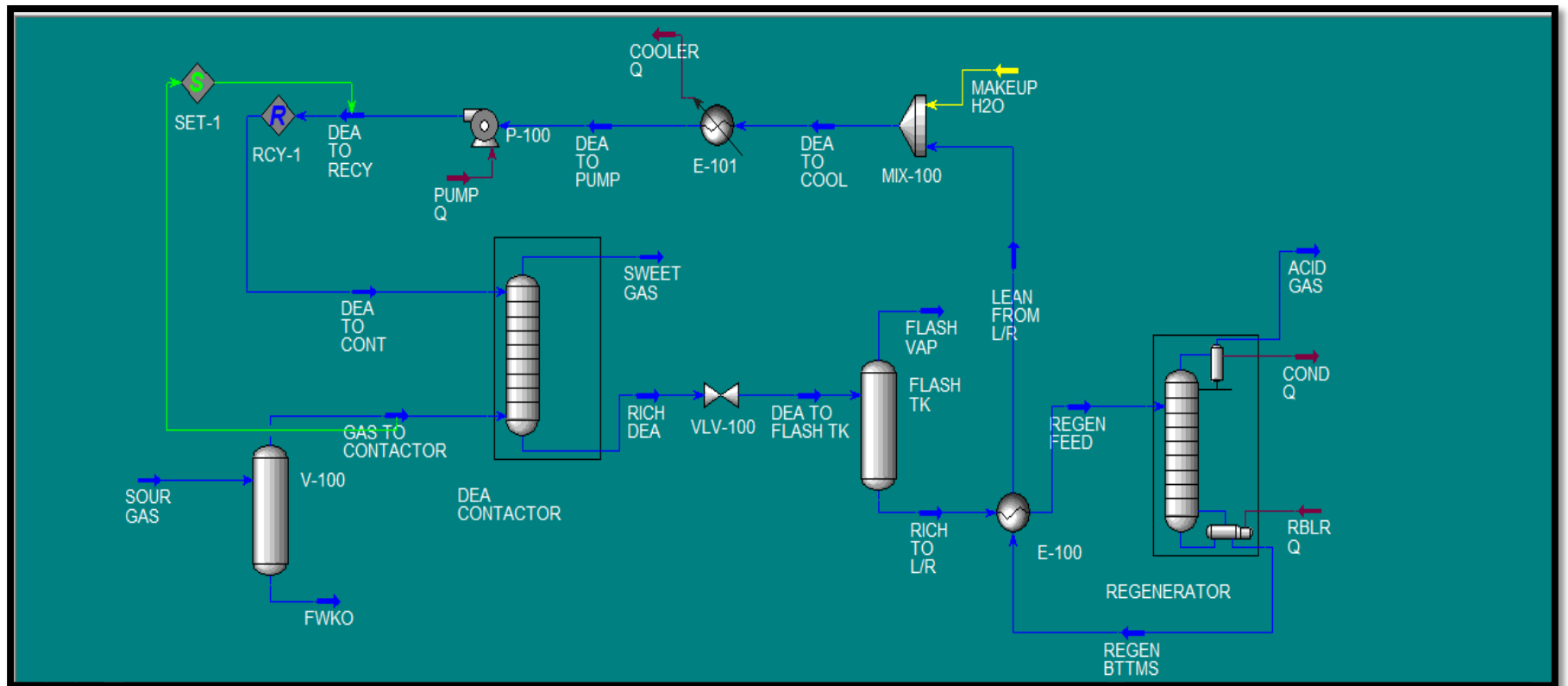
4.4.1.1 Unit Absorpsi

Fungsi : untuk menghilangkan fraksi CO₂ sehingga memenuhi spesifikasi umpan LNG sebesar <100 ppm

Neraca massa dan neraca energi dari proses ini dapat dilihat pada Tabel 4-2. Sedangkan detail prosesnya dapat dilihat pada Gambar 4.5. Sebagaimana terlihat pada Gambar 4.5, aliran GMB dari sumur (Sour Gas) dimasukkan kedalam FWKO drum untuk memisahkan gas dengan air. GMB kemudian dimasukkan kedalam DEA Contactor (Lean Amine) yang kemudian akan dihasilkan GMB yang sudah memiliki kandungan CO₂ yang sangat sedikit (Sweet Gas). DEA yang sudah menyerap CO₂ (Rich Amine) kemudian dialirkan kedalam Regenerator untuk kembali dihasilkan DEA yang siap untuk menyerap CO₂ kembali di DEA Contactor. Pada Tabel 4-3 dapat terlihat bahwa CH₄ yang keluar dari unit absorpsi berkurang sedikit sekali dan terjadi pengurangan yang signifikan terhadap CO₂. Energi yang masuk dan keluar mempunyai selisih dimana hal tersebut diakibatkan adanya kebutuhan utilitas seperti pompa dan condenser.

Tabel 4-3 Neraca Massa dan Energi di unit Absorpsi

Komponen	Sour Gas	Make up H ₂ O	Sweet gas	Flash Vap	Acid Gas	FWKO
CH ₄ (Ton/day)	540,912		540,144	0,694	0,076	0,006
N ₂ (Ton/day)	19,89		19,875	0,015	0,001	0,0001
CO ₂ ((Ton/day)	46,864		0,544	0,023	46,301	0,009
H ₂ O (Ton/day)	6,65424	6,93192	0,756	0,021	7,198	5,605
H (Btu/day)	432.720.000	(12.544.800)	421.680.000	590.160	16.099.200	(9.652.800)
Q Pompa (Btu/day)	8.815.200					
Q Reboiler (Btu/day)	325.920.000					
Q Condensor (Btu/day)	110.400.000					
Q Cooler (Btu/day)	215.160.000					



Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Absorpsi GMB

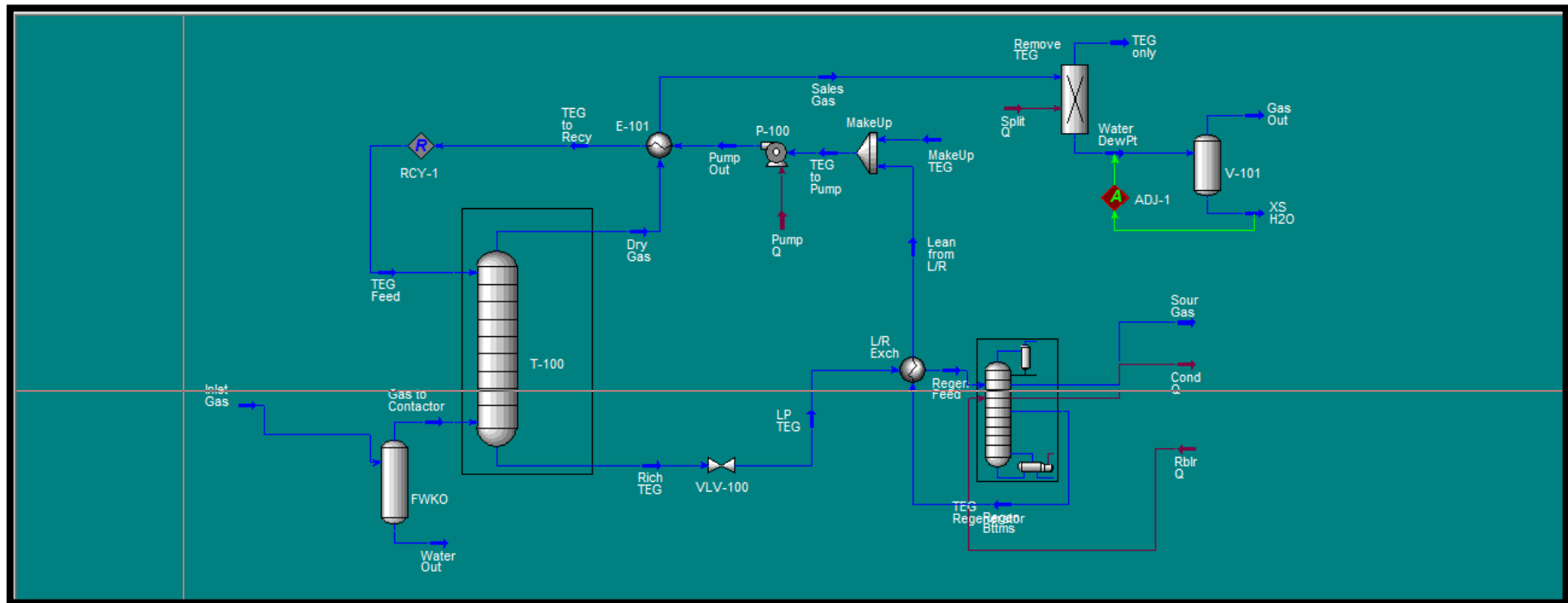
4.4.1.2 Unit Dehidrasi

Fungsi : untuk menghilangkan fraksi H₂O sehingga memenuhi spesifikasi umpan LNG

Seperti dijelaskan pada Sub Bab 4.3, unit dehidrasi terdiri dari dehidrasi dengan TEG dan dehidrasi dengan solid desiccant. Hal tersebut dilakukan agar kandungan H₂O dalam GMB dapat dihilangkan dengan sempurna atau kandungan H₂O menjadi nol persen (0%). Neraca massa dan neraca energy secara dehidrasi dengan TEG dari proses ini dapat dilihat pada Tabel 4-4, sedangkan detail prosesnya dapat dilihat pada Gambar 4.6. Untuk Neraca massa secara dehidrasi dengan solid desiccant dapat dilihat pada Tabel 4-5, sedangkan detail prosesnya dapat dilihat pada Gambar 4.7. Pada Tabel 4-4 terlihat bahwa tidak banyak CH₄ yang terserap ataupun hilang dan kandungan H₂O yang diharapkan berkurang secara signifikan tidak terjadi, oleh karena itu dibutuhkan satu unit proses lagi yaitu dehidrasi dengan solid desiccant untuk menghilangkan fraksi H₂O dari gas umpan. Energy yang masuk dan keluar terdapat selisih dimana hal tersebut diakibatkan adanya kebutuhan utilitas seperti pompa dan condenser.

Tabel 4-4 Neraca Massa dan Energi di unit Dehidrasi dengan TEG

Komponen	Inlet Gas	TEG Feed	Gas Out	Sour gas	FWKO
CH ₄ (Ton/day)	540,144		540,141	0,003	0,000
N ₂ (Ton/day)	19,875		19,872	0,003	0,000
CO ₂ (Ton/day)	0,544		0,543	0,001	0,000
H ₂ O (Ton/day)	0,756	0,119	0,069	0,686	0,120
H (Btu/day)	2.416.800.000	(65.904.000)	(2.472.000.000)	(8.769.600)	
Q Pompa (Btu/day)	8.815.200				
Q Reboiler (Btu/day)	325.920.000				
Q Condensor (Btu/day)	110.400.000				
Q Cooler (Btu/day)	215.160.000				

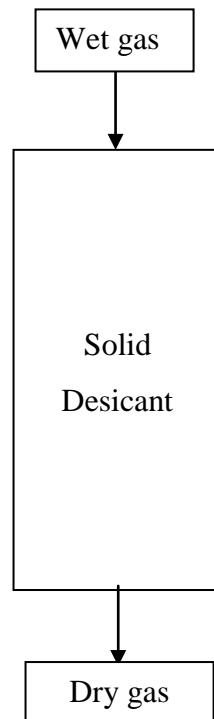


Gambar 4.6 Diagram Alir Proses Dehidrasi dengan TEG

Tabel 4-5 Neraca massa di unit Dehidrasi dengan solid desiccant

Komponen	Wet Gas (Ton/d)	Dry gas (Ton/d)
CH ₄	540,141	540,141
N ₂	19,872	19,872
CO ₂	0,543	0,543
H ₂ O	0,069	0

Pada Tabel 4-5 dapat dilihat bahwa fraksi air (H₂O) diharapkan sudah tidak ada lagi sebelum memasuki proses pencairan (liquefaksi). Hal tersebut merupakan syarat yang mutlak dipenuhi agar tidak terjadi kerusakan pada alat proses dan gangguan yang terjadi dalam proses pencairan dapat diminimalisir.



Gambar 4.7 Diagram Alir Proses Dehidrasi dengan Solid Desiccant

4.4.1.3 Unit Pencairan (liquefaction)

Fungsi : untuk mencairkan gas sehingga terbentuk LNG

Neraca massa dan neraca energi dari proses ini dapat dilihat pada Tabel 4-6. Sedangkan detail prosesnya dapat dilihat pada Gambar 4.4. Pada Tabel 4-6 dapat terlihat bahwa hampir 95% CH₄ dari umpan gas diubah menjadi LNG. Hal tersebut mengindikasikan bahwa proses yang terjadi sudah sesuai seperti yang diharapkan dimana tidak terjadi loss yang besar mengingat biaya yang diperlukan dalam pembangunan kilang LNG diperkirakan akan besar. Apabila tidak dihasilkan produk LNG yang besar maka margin yang terjadi tidak akan menghasilkan keuntungan. Energi yang dibutuhkan pada proses ini terlihat cukup besar dimana terdapat kebutuhan akan energy yang banyak untuk menjalan condenser dan alat utilitas lainnya.

Tabel 4-6 Neraca Massa dan Neraca Energi di unit Pencairan

Komponen	Aliran 101	Aliran N ₂	Aliran LNG
CH ₄ (Ton/day)	540,141	0,033	540,108
N ₂ (Ton/day)	19,872	10,343	9,529
CO ₂ (Ton/day)	0,543	0,000	0,5430
H ₂ O (Ton/day)	0	0	0
H (Btu/day)	2.383.680.000	(2.496.000)	(2.868.000.000)
Q _{C-101} (Btu/day)	289.920.000		
Q _{WC-101} (Btu/day)	294.720.000		
Q _{C-102} (Btu/day)	186.79.,000		
Q _{WC-102} (Btu/day)	208.608.000		
Q _{reboiler-103} (Btu/day)	311.520.000		
Q _{C-201} (Btu/day)	431.520		
Q _{C-202} (Btu/day)	105.240		
Q _{WC-201} (Btu/day)	426.480		
Q _{WC-202} (Btu/day)	113.496		
Q _{E-201} (Btu/day)	70.584		
Q _{E-202} (Btu/day)	74.232		
Q _{Condenser-104} (Btu/day)	9.247		
Q _{Reb-T100} (Btu/day)	(124.848.000)		
Q _{Con-T100} (Btu/day)	(23.731.200)		

4.4.2 Sizing Peralatan Utama

Seperti yang telah dijelaskan pada Sub.Bab 4.3, proses pencairan GMB melalui tahapan absorpsi, dehidrasi dan liquefaksi (pencairan). Setiap tahapan proses tersebut membutuhkan peralatan proses yang diperlukan untuk memurnikan GMB dan mencairkan GMB menjadi LNG. Beberapa perhitungan alat tersedia pada LAMPIRAN sehingga didapatkan rangkuman hasil peralatan beserta harga yang akan dibeli, dimana dijelaskan dalam Chemical Engineering Index (CEI) yang merupakan hasil inflasi harga kebutuhan material pendirian pabrik kimia. Peralatan dihitung dengan CEI 500 yang terjadi pada tahun 2009 serta perhitungan menggunakan bantuan simulasi HYSYS dan software CAPCOST.

Berikut adalah hasil rangkuman perhitungan sizing peralatan utama di setiap tahapan proses. Tabel 4-7 menunjukkan peralatan utama pada tahapan proses absorpsi beserta dimensinya

Tabel 4-7 Peralatan Utama Pada Setiap Proses

Proses	No	Peralatan Utama	Dimensi
Absorpsi (CO ₂ Removal)	1	FWKO Drum	A = 5,81 ft ² D = 2,72 ft
	2	Kolom Absorber	Jarak antar Tray = 2 ft Jumlah Tray = 20 Tinggi = 40,03 ft D = 3,87 ft
	3	Flash Tank	D = 5,91 ft Tinggi = 19,52 ft
	4	HE E-100	Duty = 6.498.938,85 Btu/hr Area = 1.624,74 ft ²
	5	Distilasi kolom	Jarak antar Tray = 2 ft Jumlah Tray = 18 Tinggi = 26,57 ft D = 4,92 ft
	6	HE E-101	Duty = 2.166.312,95 Btu/hr Area = 1.473,09 ft ²
	7	Pompa	P = 115,3 KW, Reciprocating
Dehidrasi TEG	1	FWKO Drum	A = 5,81 ft ² D = 2,72 ft
	2	Kolom Absorber	Jarak antar Tray = 2 ft Jumlah Tray = 14 Tinggi = 28,02 ft D = 3,15 ft
	3	HE L/R exchanger	Duty = 1,09x10 ⁵ Btu/hr A = 1,2125 ft ²

	4	Pompa	P = 1. 65 KW, reciprocating
	5	HE E-101	Duty = $1,75 \times 10^5$ Btu/hr A = 0,918624 ft ²
	6	Regenerator	A = 25,4 ft ² Duty = $1,77 \times 10^5$ Btu/hr
Dehidrasi Solid Desicant			
Pencairan (<i>Liquefaction</i>)	1	Kompresor C101	P = 4.392,04 KW
	2	Kompresor C102	P = 2.746,11 KW
	3	Kompresor C201	P = 6,44 KW
	4	Kompresor C202	P = 1,57 KW
	5	Ekspander E201	P = 0,8618 KW
	6	Ekspander E202	P = 0,9065 KW
	7	Cooler WC101	Q = $1,76 \times 10^7$ Btu/hr A = 7.876,44 ft ²
	8	Cooler WC102	Q = $1,24 \times 10^7$ Btu/hr A = 7.489,36 ft ²
	9	Cooler WC201	Q = $2,54 \times 10^4$ Btu/hr A = 8,13 ft ²
	10	Cooler WC202	Q = $6,77 \times 10^3$ Btu/hr A = 6,64 ft ²
	11	Kondenser	Q = $5,51 \times 10^2$ Btu/hr A = 0,186 ft ²
	12	Reboiler	Q = $1,86 \times 10^7$ Btu/hr A = 474,4 ft ²
	13	MHE HEX1	Q = $1,51 \times 10^4$ Btu/hr A = 29,9 ft ²
	14	MHE HEX2	Q = $2,40 \times 10^6$ Btu/hr A = 4.631,22 ft ²
	15	Kolom Distilasi	Jarak antar Tray = 2 ft Jumlah Tray = 8 Tinggi = 15,75 ft D = 7,87 ft

4.5 PENENTUAN BIAYA INVESTASI DAN BIAYA OPERASI

4.5.1 Biaya Investasi

Pada komponen biaya CAPEX menurut Peters Max. S & Timmerhause Klaus. D dibagi menjadi beberapa bagian yaitu:

1. Direct Costs (Biaya Langsung)

Direct Cost meliputi :

- Total Bare Modul (C_{TBM})
- Biaya Pembelian Lahan
- Biaya fasilitas servis
- Biaya Pengembangan Lapangan

2. Indirect Costs (Biaya Tak Langsung)

Indirect costs meliputi :

- Biaya Tak Terduga
- Biaya Kontraktor
- Biaya Engineering, Supervisi dan Start-up

4.5.1.1 DIRECT COSTS

4.5.1.1.1 Menghitung Total Bare Modul

Total Bare Modul adalah hasil penjumlahan peralatan proses, storage, pipanisasi, instrumentasi dan control yang dijelaskan sebagai berikut :

- Komponen Peralatan Proses

Seperti yang dijelaskan dalam Sub Bab. 4.4.2 perhitungan peralatan proses menggunakan perhitungan secara manual yang dibantu oleh data-data dari software HYSYS dan CAPCOST. Perhitungan dehidrasi dengan solid desiccant dilakukan secara manual dengan menggunakan literature yang dipakai oleh Hans Wijaya (2008) dalam Tesisnya. Perhitungan biaya unit absorbs didasarkan pada estimasi harga untuk satu unit proses absorbs dan bukan penjumlahan estimasi harga tiap-tiap peralatan proses, perhitungan tersebut menggunakan literature dari John M. Campbell (1982) pada buku Gas Conditioning and Processing Vol. 4 Gas and Liquid Sweetening.

Tabel 4-8 Hasil Perhitungan Peralatan Proses

No	JENIS	CEI 2009	HARGA
			PADA CEI TERSEBUT
1	Absorpsi CO2 removal	204,1*	US\$ 680.000,00
2	Kolom Absorber	500	US\$ 25.978,00
3	HE L/R Exchanger	500	US\$ 2.780,00
4	Pompa (P100)	500	US\$ 8.733,00
5	HE (E-101)	500	US\$ 2.780,00
6	Kolom Distilasi	500	US\$ 9.927,00
7	C-101	500	US\$ 1.230.000,00
8	C-102	500	US\$ 713.000,00
9	C-201	500	US\$ 189.000,00
10	C-202	500	US\$ 189.000,00
11	E-201	500	US\$ 32.000,00
12	E-202	500	US\$ 32.000,00
13	WC-101	500	US\$ 43.309,00
14	WC-102	500	US\$ 41.756,00
15	WC-201	500	US\$ 41.756,00
16	WC-202	500	US\$ 41.756,00
17	Condensor	500	US\$ 41.756,00
18	Reboiler	500	US\$ 14.998,00
19	MHE HEX-1	550,8**	US\$ 7.812.683,04
20	MHE HEX	550,8**	US\$ 7.812.683,04
21	Dehidrasi Solid desiccant	575,4***	US\$ 416.094,79

Ket: * CEI pada tahun 1982

** CEI pada tahun 2010

*** CEI pada tahun 2008

- Biaya Storage

Sebagai tempat menyimpan LNG hasil dari Plant, diperlukan sebuah storage yang disesuaikan dengan laju alir produksi. Perhitungan storage terdapat pada LAMPIRAN, sehingga didapat data table 4-9 hasil perhitungan biaya storage.

Tabel 4-9 Hasil Perhitungan Biaya Storage

No	JENIS	CEI 2004	HARGA
			PADA CEI TERSEBUT
1	Storage Tank	430,24	US\$ 3.104.779,68

- Penentuan Chemical Engineering Index tahun 2015

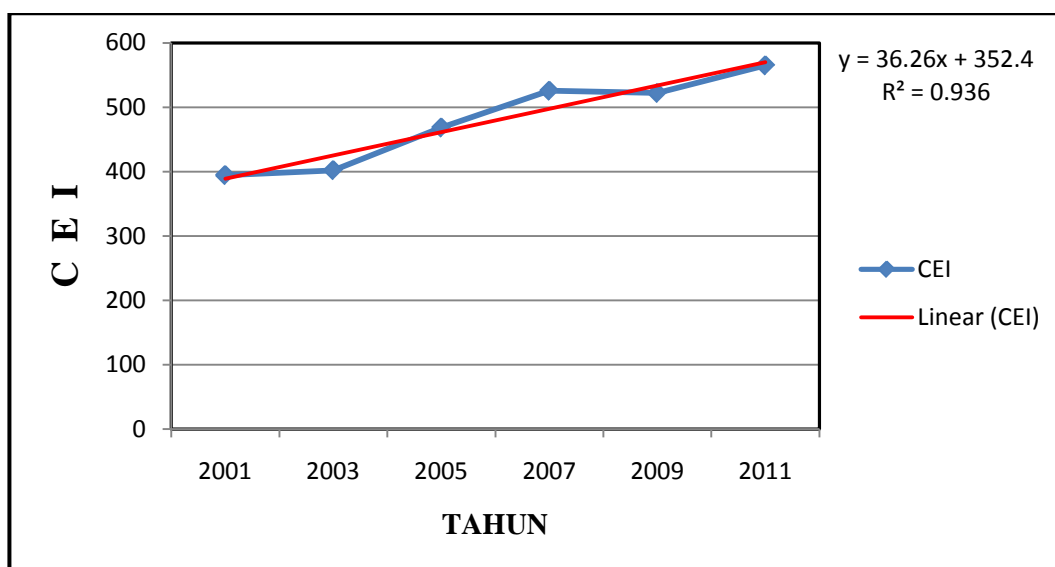
Dari Majalah Chemical Engineering 2011 didapat table data CEI tahun terdahulu sebagai referensi penentuan harga untuk tahun selanjutnya. Tabel 4-10 menunjukkan data CEI dari tahun 2001 sampai dengan tahun 2011.

Tabel 4-10 Data Chemical Engineering Index

TAHUN	CEI
X	Y
2001	394,3
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011*	564,8

* Data CEI Tahun 2011 didapatkan pada bulan Januari 2011

Sehingga bila kita plotkan menjadi :



Gambar 4.8 Perkiraan Linear Chemical Engineering Index

Gambar 4.8 menunjukkan garis linear sebagai patokan perubahan harga Chemical Engineering Index, sehingga dapat diramalkan harga pada tahun berikutnya.

Dengan rumus $CEI = 36,26 \times \text{tahun} + 352,4$ (4.1)

Berdasarkan rumus 4.1 pada tahun 2015 didapat nominal CEI = 642,48

Sehingga diperoleh harga untuk peralatan proses dan storage menjadi seperti yang ditampilkan pada Tabel 4.11 sebagai berikut :

Tabel 4-11 Hasil Perkiraan Harga Tahun 2015

No.	JENIS	HARGA PADA TAHUN 2015 (US\$)
1	Absorpsi CO2 removal	2.140.550,71
2	Kolom Absorber	33.380,69
3	HE L/R Exchanger	3.572,19
4	Pompa (P100)	11.221,56
5	HE (E-101)	3.572,19
6	Kolom Distilasi	12.755,80
7	C-101	1.580.500,80
8	C-102	916.176,48
9	C-201	242.857,44
10	C-202	242.857,44
11	E-201	41.118,72
12	E-202	41.118,72
13	WC-101	55.650,33
14	WC-102	53.654,79
15	WC-201	53.654,79
16	WC-202	53.654,79
17	Condensor	53.654,79
18	Reboiler	19.271,83
19	MHE HEX-1	9.113.094,77
20	MHE HEX-2	9.113.094,77
21	Dehidrasi Solid desicant	464.603,03
22	Storage tank	4.636.386,32
Total Bare Modul		28.886.402,94

Biaya untuk Pipa, instrumentasi & control diasumsikan sebesar 28% dari Total CAPEX menurut buku Peters. Max.S & Timmerhause Klaus.D. Sehingga didapat total bare modul sebesar : $C_{TBM} = \$ 28.886.402,94$

Keterangan : Perkiraan biaya C_{TBM} ini sekitar 23% dari semua CAPEX.

4.5.1.1.2 Biaya Pembelian Lahan

Biaya yang diperlukan untuk lahan pabrik diperkirakan 4-8% dari Total Bare Modul atau 1-2% dari Total CAPEX, sehingga didapatkan biaya pembelian lahan sebesar :

$$C_{Land} = 1\% \times \text{Total CAPEX} = \text{US\$ } 1.155.456,12$$

4.5.1.1.3 Biaya Fasilitas Servis

Biaya ini meliputi utility line, control room, laboratorium untuk uji feed dan produk, maintenance shop, fasilitas medis, kantin, garasi, gudang dan bangunan dengan alokasi sebesar 14% dari Total Capex

$$C_{SF} = 11\% \times \text{Total CAPEX} = \text{US\$ } 17.331.841,76$$

4.5.1.1.4 Biaya Pengembangan Lahan (yard improvements)

Biaya ini meliputi survey lahan, pengairan dan drainase, pembersihan permukaan lahan, penghilangan batu-batuan, eskavasi jalan, grading, pemasangan tiang pancang, pembuatan jalan, pagar, jalan setapak, trotoar, selokan, fasilitas pemadam api, landscaping. Alokasi untuk yard improvements sebesar 2% dari total CAPEX.

$$C_{YI} = 2\% \times \text{Total CAPEX} = \text{US\$ } 2.310.912,24$$

Sehingga total direct cost = US\$ 88.970.121,06

4.5.1.2 INDIRECT COST

4.5.1.2.1 Biaya Tak Terduga

Biaya Tak terduga ($C_{Contingency}$) = 7% dari total CAPEX = US\$ 9.243.648,94

4.5.1.2.2 Biaya Kontraktor

Biaya Kontraktor $C_{Cont} = 2\%$ dari total CAPEX = US\$ 2.310.912,24

4.5.1.2.3 Biaya Engineering, Supervisi dan start up

Biaya Engineering, Supervisi dan start up = 20% dari total CAPEX = US\$ 25.420.034,59

Sehingga total Indirect cost = \$ 36.974.595,76

4.5.1.3 TOTAL CAPEX

$$\begin{aligned} \text{TOTAL CAPEX} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \dots\dots\dots (4.2) \\ &= \text{US\$ } 88.970.121,06 + \text{US\$ } 36.974.595,76 \\ &= \text{US\$ } 125.944.716,82 \end{aligned}$$

Analisa CAPEX dari Total CAPEX sebesar US\$ 125.944.716,82 memiliki keluaran LNG sebesar 540,108 ton/day = 0,194 MTPA. Sehingga perbandingan biaya CAPEX per produksi LNG menjadi US\$ 125,94 MM : 0,194 MTPA = US\$ 649,17 MM/MTPA. Hasil sebesar US\$ 649,17 MM/MTPA bila dibandingkan dengan data grafik pada Jurnal Christian DT Begazo dkk (Hydrocarbon World 2007) dimana dengan kapasitas produksi sebesar 0,675 MTPA mempunyai CAPEX per produksi sebesar US\$ 240 MM/MTPA. Pada perbandingan ini dapat diketahui bahwa hasil perhitungan CAPEX yang lebih besar disebabkan kapasitas produksi yang lebih kecil dari data Jurnal yang sudah ada, sehingga dapat dikatakan perhitungan CAPEX benar secara pendekatan harga pabrik sebenarnya.

4.5.2 BIAYA OPERASI

Biaya Operasi terdiri dari biaya bahan langsung dan utilitas, biaya tenaga kerja dan peralatan perkantoran, asuransi serta bahan pemasaran dan administrasi. Harga estimasi ini sesuai dengan perkiraan buku Max S Pieters & Klaus D Timmerhause “*Plant Design and Economics for Chemical Engineering*” dan perkiraan pasar.

4.5.2.1 Biaya Bahan Langsung dan Biaya Listrik PLN

Harga dasar biaya bahan langsung dan utilitas berdasarkan tahun 2015 dan harga listrik perkiraan menurut prediksi sekitar \$ 0,11/KWH berdasarkan

penarikan linear dari tahun sekarang Rp 915/KWH (Tarif Dasar Listrik 2011). Berikut adalah rincian Biaya bahan langsung dan utilitas yang tertera pada Tabel 4-12.

Tabel 4-12 Biaya Bahan Langsung dan Biaya Listrik PLN

Bahan Baku	Jumlah/batch		Harga/jml		Total/tahun (US\$)
Adsorbent	85.237,87	Kg	3,4	\$/Kg	289.808,75
Biaya Listrik PLN					5.915.519,89
TOTAL					6.205.328,64

Kebutuhan listrik PLN untuk memenuhi kebutuhan energy keseluruhan proses dengan total daya yang diperlukan sebesar 5.936,41 kW/day. Sehingga kebutuhan energy per ton LNG adalah setara dengan 11 kW-day/ton LNG. Bila dibandingkan dengan data tabel pada Jurnal Christian DT Begazo dkk (Hydrocarbon World 2007) diketahui bahwa dengan proses yang sama membutuhkan energy sebesar 13 kW-day/ton LNG . Maka, kebutuhan energy dalam penelitian ini sudah mendekati dengan penelitian yang sudah ada.

4.5.2.2 Biaya Tenaga Kerja

Tabel 4-13 menunjukkan perkiraan biaya tenaga.

Tabel 4-13 Biaya Tenaga Kerja

Jenis	Jumlah	Gaji/bulan	(Upah Makan + Transport)/bulan	Total/tahun (US\$)
Ahli Teknik	15	5000	200	936.000
Tenaga Lab	8	2500	200	259.200
Operator	15	2000	200	396.000
Keuangan	5	1000	200	72.000
HRD	4	1000	200	57.600
Marketing	3	1000	200	43.200
Buruh	15	500	200	126.000
Supir	5	500	200	42.000
Sekretaris	3	800	200	36.000
Koki	2	500	200	16.800
Satpam	10	500	200	84.000
Janitor	5	250	200	27.000
TOTAL	90			2.095.800

4.5.2.3 Biaya Asuransi

Nominal Biaya Asuransi sangat bervariasi, umumnya didalam perusahaan terdapat 3 macam asuransi yaitu :

1. Asuransi Peralatan

Berdasarkan data dari AIG (American Insurance Group) dalam Construction All Risk and Erection All Risk (CAR/EAR) Insurance senilai 2% dari investasi peralatan proses.

2. Asuransi Gedung

Berdasarkan data dari AIG (American Insurance Group) senilai 1/mil dari total nilai gedung

3. Asuransi Kesehatan Karyawan

Asuransi ini ditanggung oleh karyawan sendiri

Sehingga diperoleh Tabel 4-14 perincian biaya asuransi sebagai berikut :

Tabel 4-14 Biaya Asuransi

Jenis	Harga (US\$)	Nominal (%)	Harga/Tahun (US\$)
Asuransi Peralatan	6.910.886,48	2%	138.217,73
Bangunan	5.777.280,59	0,1%	5.777,28
Total/tahun			143.995,01

4.5.2.4 Biaya Beban Pemasaran dan Administrasi

Jenis biaya ini diperkirakan sebesar 20-30% dari nilai Biaya Tenaga Kerja atau senilai dengan US\$ 488.340/tahun.

4.5.2.5 TOTAL OPEX

Total OPEX = biaya bahan langsung dan utilitas + biaya tenaga kerja dan peralatan kantor + asuransi + beban pemasaran dan administrasi

Total OPEX = US\$ 9.073.863,65/tahun

Harga OPEX ini bila dikonversi dengan produksi LNG = 0,194 MTPA, maka LNG OPEX cost = \$ 46,77 MM/MTPA = \$ 1,88/MMBTU. Pada perhitungan Rahman (2008) dalam Jurnalnya menyebutkan bahwa biaya Operasi dari proses pencairan (*liquefaksi*) gas rata-rata sebesar US\$ 1,00/MMBTU (biaya operasi pencairan gas tanpa proses pemurnian gas), sehingga harga OPEX pabrik ini yang juga menyangkut proses pemurnian gas (absorbs dan dehidrasi gas) dapat dikatakan perhitungan biaya operasinya mendekati perhitungan LNG secara umum.

4.6 ANALISA KEEKONOMIAN DAN SENSITIVITAS

4.6.1 Analisa Keekonomian

Sesuai dengan yang telah dijelaskan pada Bab. 4.2, dijelaskan bahwa GMB yang dibeli dari produsen gas umumnya dihargai sebesar US\$ 4,00/MMBTU, sementara LNG yang dihasilkan yaitu sekitar 90-100% dari gas umpan, dapat dijual dengan harga US\$ 9,00/MMBTU. Dengan demikian secara keekonomian terdapat margin sebesar US 4,5-5,0/MMBTU yang berpotensi terdapat keuntungan. Sehingga diperoleh Tabel 4-15 yang menunjukkan Harga Beli GMB dan Harga Jual LNG.

Tabel 4-15 Harga Beli GMB dan Harga Jual Produk LNG

Harga Beli (US\$/MMBTU)	4
Flow GMB (MMBTU/day)	26.038
Harga Beli GMB (per tahun)	36.454.091
Harga Jual LNG (US\$/MMBTU)	9
Flow LNG (MMBTU/day)	24.311
Harga Jual LNG (per tahun)	76.580.795
Margin (US\$)	40.126.705

4.6.2 Depresiasi

Depresiasi untuk peralatan mengacu pada buku Max S Pieters & Klaus D Timmerhause “*Plant Design and Economics for Chemical Engineering*” dan depresiasi berdasarkan perhitungan Straight-Line dengan harga sisa sebesar 20% dari nominal harga pembelian. Penggunaan Straight-Line Depreciation sangat baik untuk melaporkan pada pihak Investor karena dapat memberikan harga yang layak untuk dikoreksi dan memudahkan perhitungan sedangkan metoda lain digunakan agar dapat menekan pajak dan mendekatkan keekonomian. Sehingga didapatkan harga depresiasi pada Tabel 4-16.

Tabel 4-16 Data Depresiasi

No.	Jenis	Harga Pada Tahun 2015 (US\$)	Umur	Harga Sisa (US\$)	Depresiasi/th (US\$)
1	Absorpsi CO2 removal	2.140.550,71	20	428.110,14	85.622,03
2	Kolom Absorber	33.380,69	10	6.676,14	2.670,46
3	HE L/R Exchanger	3.572,19	10	714,44	285,78
4	Pompa (P100)	11.221,56	10	2.244,31	897,72
5	HE (E-101)	3.572,19	10	714,44	285,78
6	Kolom Distilasi	12.755,80	10	2.551,16	1.020,46
7	C-101	1.580.500,80	5	316.100,16	252.880,13
8	C-102	916.176,48	5	183.235,30	146.588,24
9	C-201	242.857,44	5	48.571,49	38.857,19
10	C-202	242.857,44	5	48.571,49	38.857,19
11	E-201	41.118,72	5	8.223,74	6.579,00
12	E-202	41.118,72	5	8.223,74	6.579,00
13	WC-101	55.650,33	10	11.130,07	4.452,03
14	WC-102	53.654,79	10	10.730,96	4.292,38
15	WC-201	53.654,79	10	10.730,96	4.292,38
16	WC-202	53.654,79	10	10.730,96	4.292,38
17	Condensor	53.654,79	10	10.730,96	4.292,38
18	Reboiler	19.271,83	10	3.854,37	1.541,75
19	MHE HEX-1	9.113.094,77	10	1.822.618,95	729.047,58
20	MHE HEX-2	9.113.094,77	10	1.822.618,95	729.047,58
22	Storage tank	4.636.386,32	10	927.277,26	370.910,91
24	Pipa, Instrumentasi dan Control	13.309.855,44	20	6.701.645,48	1.340.329,10
25	Bangunan	5.777.280,59	20	1.155.456,12	231.091,22
Total				13.541.461,58	4.004.712,65

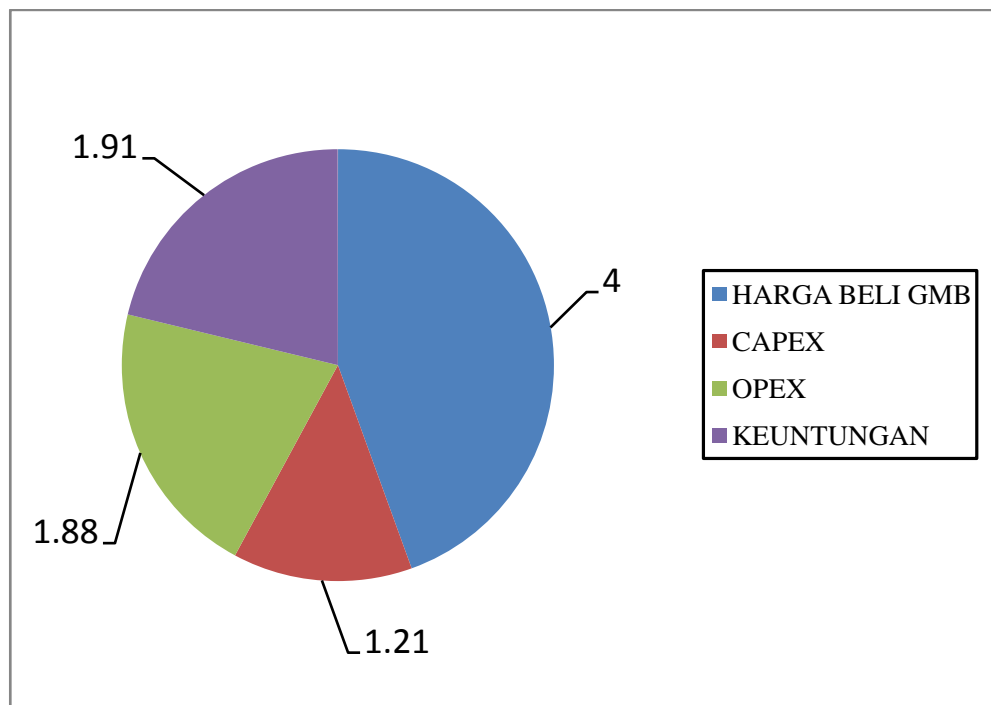
Pada data depresiasi diatas didapatkan pengurangan CAPEX per tahunnya dengan produksi LNG sebesar = 0,194 MTPA, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{LNG CAPEX cost} &= \text{depresiasi/tahun} + \text{Total Indirect Cost}/20 \text{ tahun} \\
 &= \text{US\$ } 4.004.712,65/\text{tahun} + \text{US\$ } 36.974.595,76/ 20 \text{ tahun} \\
 &= \text{US\$ } 5.853.442,44/\text{tahun}
 \end{aligned}$$

Total Indirect cost adalah biaya keluar yang habis tidak bersisa pada awal pendirian pabrik, sehingga didapatkan LNG CAPEX per produksi LNG = US\$ 30,17 MM/MTA = US\$ 1,21/MMBTU. Pada perhitungan Foster Wheeler energy Ltd (Glasgow 2005) dengan Produksi LNG sebesar 7,3 MTPA akan dihasilkan CAPEX per produksi LNG sebesar US\$ 0,8-1,2/MMBTU. Bila dibandingkan dengan produksi LNG sebesar 0,194 ~ 0,2 MTPA maka CAPEX per produksi LNG sebesar US\$ 1,21/MMBTU masih dapat diterima dan mendekati keekonomian pabrik LNG mengingat kecilnya produksi LNG. Pada Tabel 4-17 didapat ringkasan harga pengolahan LNG dan Gambar 4.9 adalah diagram pie (*Pie Chart*) harga untuk pengolahan LNG,

Tabel 4-17 Ringkasan Harga Pengolahan LNG

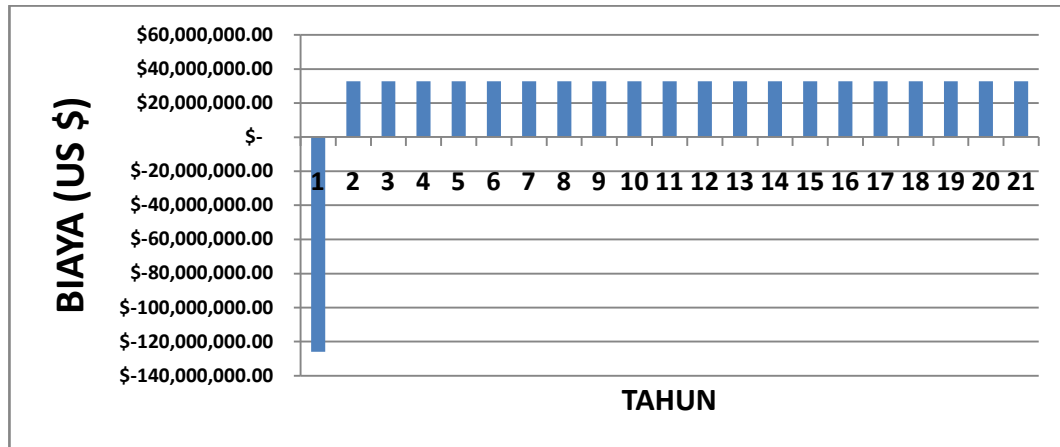
KOMPONEN BIAYA	HARGA (US\$/MMBTU)
HARGA BELI GMB	4,00
CAPEX	1,21
OPEX	1,88
KEUNTUNGAN	1,91
HARGA JUAL LNG	9,00



Gambar 4.9 *Pie-Chart* Harga Pengolahan LNG

4.6.3 CASHFLOW

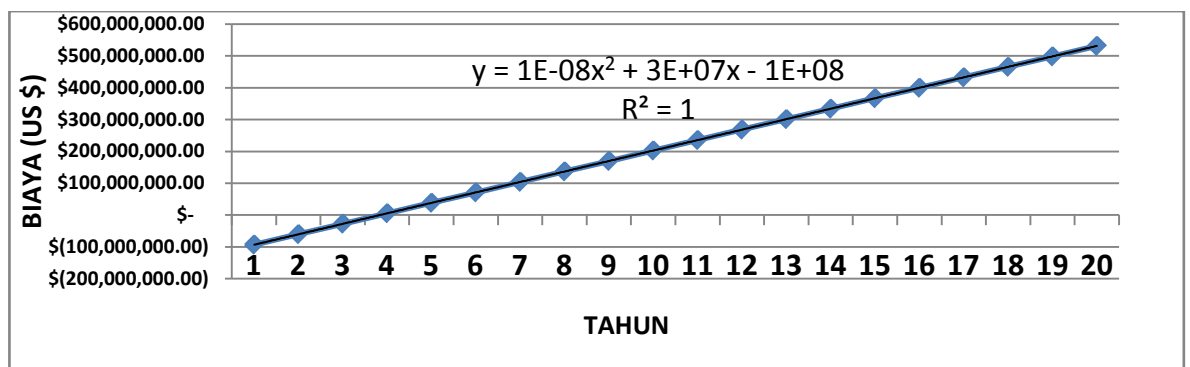
Berdasarkan perhitungan CAPEX, OPEX serta depresiasi yang telah dijelaskan diatas, maka diperoleh aliran kas masuk dan kas keluar selama pabrik LNG beroperasi. Modal untuk pabrik ini dianggap seluruhnya modal sendiri (100%). Aliran kas tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.10,



Gambar 4.10 Gambar *Cash Flow* LNG

Pada perhitungan dengan harga yang standar didapatkan IRR sebesar 26% sehingga dapat dikatakan layak untuk dibangun pada tahun tersebut jika harga bahan baku Gas Metana Batubara seharga US\$ 4/MMBTU, sedangkan harga jual LNG sebesar US\$ 9/MMBTU. Harga NPV didapatkan sebesar US\$ 119.468.009,25.

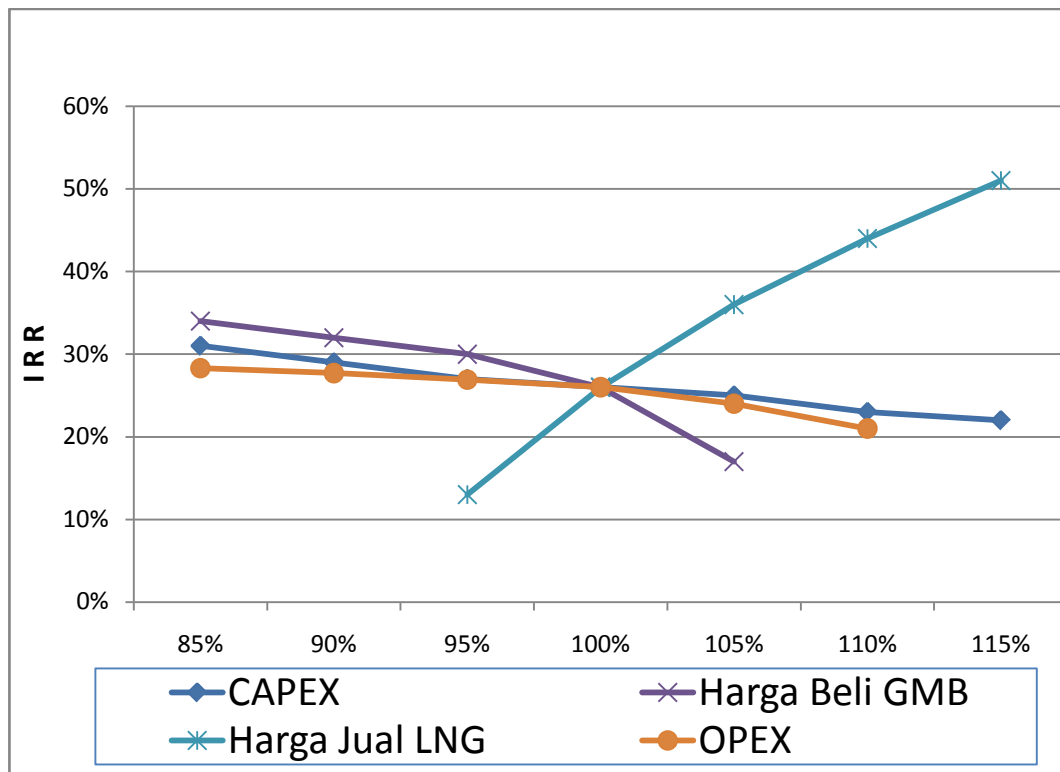
Payback Period selama 4,33 tahun dari mulai masa konstruksi atau 3,33 tahun setelah pabrik beroperasi. Gambar 4.11 memperlihatkan grafik keuntungan terhadap waktu yang juga menunjukkan waktu *Payback Period* yang diperoleh.



Gambar 4.11 *Payback Period* Pabrik LNG

4.6.4 ANALISIS SENSITIVITAS

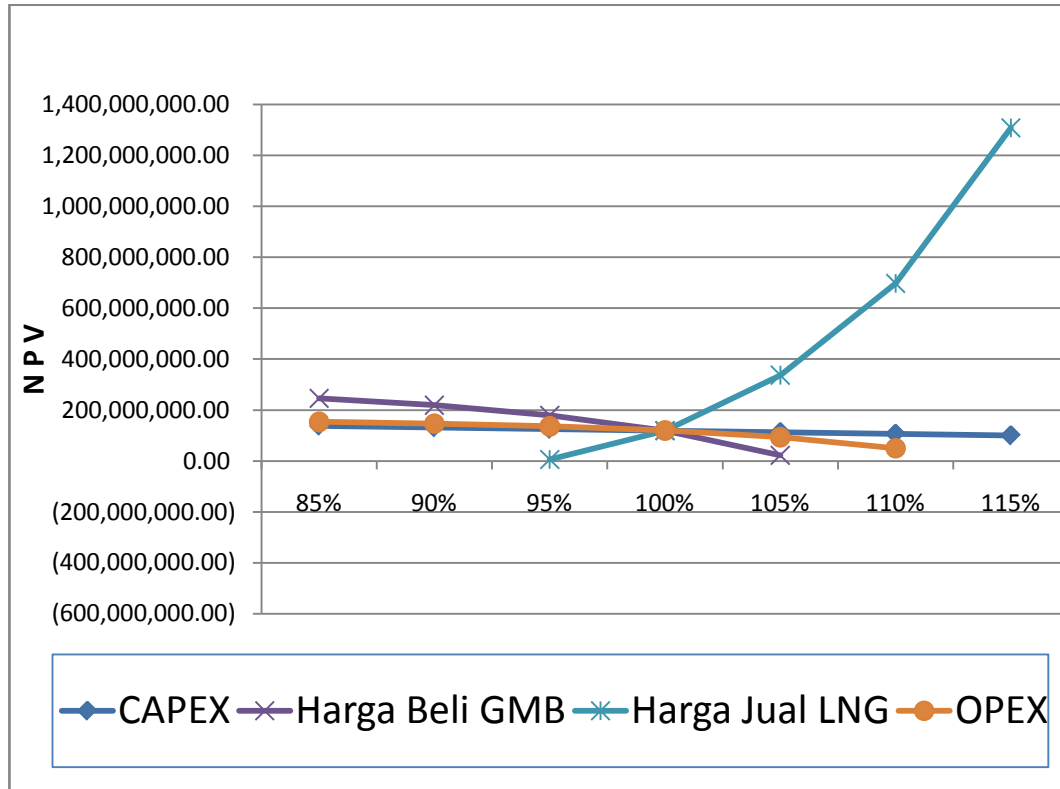
Dari hasil simulasi *cash flow* dengan rentang perubahan -15%, 10%, 5%, 0%, 5%, 10% dan 15% terhadap CAPEX, OPEX, Harga Beli GMB dan Harga Jual LNG didapatkan sensitivitas spider chart untuk perubahan IRR sebagaimana terlihat pada Gambar 4.12.



Gambar 4.12 Sensitivitas *Spider Chart* IRR Pabrik LNG

Pada Gambar 4.12 terlihat grafik sensitivitas yang menunjukkan bahwa sensitivitas tertinggi terletak pada parameter harga jual LNG, dimana kenaikan 10% harga LNG mengakibatkan kenaikan IRR sebesar 20%, sedangkan apabila harga jual LNG turun melebihi 5%, maka akan didapatkan IRR yang negative atau tidak menguntungkan. Sensitivitas tertinggi kedua adalah harga beli GMB sebagai bahan baku, dimana penurunan harga beli GMB sebesar 5% saja mengakibatkan kenaikan IRR sebesar 6% dan apabila kenaikan harga beli GMB melebihi 5%, maka didapatkan IRR yang negative atau tidak menguntungkan. Untuk mendapatkan IRR sebesar 20% dilakukan sensitivitas terhadap harga jual LNG sehingga didapatkan harga jual LNG sebesar US\$ 8,2/MMBTU

Selanjutnya sensitivitas juga dilakukan terhadap NPV dengan rentang perubahan terhadap CAPEX, OPEX, Harga Beli GMB dan Harga Jual LNG sebesar -15%, 10%, 5%, 0%, 5%, 10% dan 15%. Hasil simulasi cash flow untuk sensitivitas terhadap NPV dapat dilihat pada Gambar 4.13.



Gambar 4.13 Sensitivitas *Spider Chart* NPV Pabrik LNG

Pada Gambar 4.13 terlihat grafik sensitivitas yang menunjukkan bahwa sensitivitas tertinggi terletak pada parameter harga jual LNG, dimana kenaikan 10% saja harga LNG mengakibatkan kenaikan NPV sebesar 6 (enam) kali lipat, sedangkan apabila harga jual LNG turun melebihi 5%, maka akan didapatkan NPV yang negative atau tidak menguntungkan. Sensitivitas tertinggi kedua adalah harga beli GMB sebagai bahan baku, dimana penurunan harga beli GMB sebesar 10% saja mengakibatkan kenaikan NPV sebesar 2 (dua) kali lipat dan apabila kenaikan harga beli GMB melebihi 5%, maka didapatkan NPV yang negative atau tidak menguntungkan,

BAB 5 KESIMPULAN

Pada penelitian berjudul “Kajian Keekonomian Pembangunan Small Scale LNG Plant Berbahan Baku Gas Metana Batubara di Kalimantan Selatan dengan Proses Siklus Ganda Nitrogen dan Pendinginan Awal” didapatkan hal-hal penting sebagai kesimpulan dari penelitian ini, yaitu:

1. Simulator menunjukkan bahwa hampir 100% kandungan gas metana dapat direcover menjadi LNG, dengan komposisi akhir LNG: 98,17% CH₄, 1,73% N₂ dan 0,1% CO₂.
2. Dari hasil perhitungan keekonomian didapatkan harga CAPEX/MMBTU sebesar US\$ 1,21/MMBTU dan harga OPEX/MMBTU sebesar US\$ 1,88/MMBTU.
3. Pada harga bahan baku GMB seharga US\$ 4/MMBTU, harga jual LNG US\$ 9/MMBTU didapatkan harga IRR untuk perkiraan pembangunan LNG plant pada tahun 2015 sebesar 26% dengan nilai NPV sebesar US\$ 119.468.009,25 dan *payback period* selama 4,33 tahun sejak masa konstruksi atau 3,33 tahun setelah pabrik mulai beroperasi.
4. Pada analisa sensitivitas, didapatkan bahwa harga jual LNG merupakan parameter yang paling berpengaruh terhadap perubahan kenaikan IRR yaitu sebesar 20% dan kenaikan NPV sebesar 6 (enam) kali lipat.

DAFTAR PUSTAKA

1. Cuerva EDG, Sobrino FS, *A New Business Approach to Conventional Small Scale LNG*, Paper No, 599,00, Presented at The IGU 24th World Gas Conference, Argentina, 2009,
2. Gao T, Wensheng Lin, Anzhong Gu, *CBM Liquefaction Process Integrated With Distillation Separation of Nitrogen*, Poster PO1-4, Institute of Refrigeration and Cryogenics Shanghai Jiao Tong University, China, 2002,
3. Unsworth NJ, *LNG from CSG-Challenges and Opportunities*, Paper PS2-6, Paper originally appeared in the proceedings of the 16th International Conference on Liquefied Natural Gas, Algeria, 2010,
4. Yang Kejian, Zhang Wu,, *The Separation and Liquefaction of Oxygenated CBM*, CryoBridge Journal, 2007
5. Wensheng Lin, Min Gu, Anzhong gu, Xuesheng Lu, Wensheng Cao,, *Analysis of Coal Bed Methane Enrichment and Liquefaction Processes in China*, Poster PO-37 Shanghai Jiaotong University
6. EPA Coalbed Methane Outreach Program Technical Option Series,, *Coal Mine Methane and LNG*, Environmental Protection Energy, 2008
7. Wijaya H, *Analisa Keekonomian Pembuatan LNG Dari Gas Metana Batubara Pada Lapangan Rambutan Sumatera Selatan*, Tesis, Program Pasca Sarjana Fakultas Teknik UI, Salemba Jakarta, Indonesia, 2008,
8. Campbell, John, M., *Gas Conditioning and Processing, Volume 1: Phase Behavior, Physical Properties, Energy Change, Vessel Sizing, Heat Transfer and Fluid Flow*, 5th ed, (Oklahoma: Campbell Petroleum Series, 1981)
9. Peters, Max S & Timmerhause Klaus D., *Plant Design and Economic for Chemical Engineers*, 4th Edition, McGraw-Hill, Inc Colorado USA, 1991
10. H, Perry, Robert and Don W Green,, *Perry's Chemical Engineerings Handbook*, 8th Edition, McGraw Hill, 2008
11. LNG Worldwide Report, California Energy Commission, USA, 2008
12. Practical Application of Small Scale LNG, Kryopak, 2010

13. Gu A, Wensheng Lin, Gang Zhu, *Comparison of Liquefaction Processes for Small Scale LNG Plants*, Paper PO-10,1, Institute of Refrigeration and Cryogenics Shanghai Jiao Tong University, China, 2000,
14. Christian DT Begazo, Erica C Carvalho, Jose R Simoes-Moreira,, *Small Scale LNG Plant Technologies*, SISEA-Alternative Energy System laboratory, Universidade de Sao Paulo, 2007,
15. Sebastian Kunert, Oystein Bruno Larsen,, *Small is beautiful-Mini LNG Concept*, Paper hamworthy Gas Systems AS, Norway, 2008
16. D,Q, Kern, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, McGraw-Hill, Inc, 21st Printing 1983,
17. Wen-sheng Cao, Xue-sheng Lu, Wen-sheng Lin, Anzhong Gu,, *Parameter Comparison of Two Small-Scale Natural Gas Liquefaction Processes in Skid-Mounted Packages*, Applied Thermal Engineering, Institute of Refrigeration and Cryogenics, Shanghai Jiao Tong University, Shanghai, 2005,
18. Reaching Stranded LNG Markets-Small Scale LNG Concept, Skangass, 2008,
19. Hakan Werner, *Small Scale LNG Opportunities-by China, for China*, I,M, Skaugen SE Innovative Maritime Solutions, TradeWinds Shipping China Energy 2009
20. Aspelund A, Gundersen T, *A Liquefied Energy Chain for Transport and Utilization of Natural Gas for Power Production with CO₂ Capture and Storage – Part 2: The Offshore and the Onshore Processes*, Applied Energy 86 (2009) 793-804, Elsevier 2008
21. LNG di Indonesia, Ditjen Migas, 2011

LAMPIRAN

LAMPIRAN 1

PERHITUNGAN WATER CONTENT GAS METANA BATUBARA (GMB)

Menghitung water content saturated dari GMB dengan komponen CO₂ 3% pada 7,83 atm atau 793,37 kPa dan 43°C,

Dari Gambar 6.1a dan 6.2a (Gas Conditioning & Processing Vol 1, Campbell & Hubbart)

$$\begin{aligned} W &= 8254 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 \times 0,95 \text{ Pada (6.1a)} + 3000 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 \times 0,03 \text{ Pada} \\ &\quad (6.2a) \\ &= 7.931,3 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 = 467,87 \text{ kg/h} = 1,03\% \text{ fraksi mol} \end{aligned}$$

HASIL PERHITUNGAN PERALATAN PROSES DAN STORAGE

Perhitungan peralatan proses menggunakan simulator dan CAPCOST 2009 dengan CEI 500 sehingga didapatkan perhitungan sebagai berikut:

1. Komponen peralatan proses Dehidrasi TEG

Kolom Absorber					
	air		gas		kandungan uap air yg masuk absorber
	31.507	1663.5696	28.81	mmscfd	57.74278 lb/mmscf
					w in
		155.1072	28.78		kandungan uap air yg keluar absorber
					w out
tray =		14			91% Air yang terambil
spasi antar tray =		24 in			
G=		6615.50755			lb/ft2.h
m=		5.16E+04			lb/h
A=m/G		7.80E+00			ft2
D=(4A/3.14)^0.5		3.15124488	0.960499		m
tekanan=		62 bar			
Tinggi kolom=jumlah tray*spasi antar tray		336 in	8.5344		m
Harga		25,978.00	US\$		Carbon steel, sieve tray, CEI 500

L/R Exchanger	
$Q=U*A*\Delta T$	
Q =	8.00E+04 kJ/h 1.09E+05 Btu/h
U =	418.8 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	213.8 F
Ft =	1 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829
$A= Q/U*Ft*LMTD$	
A=	1.212554 Ft2 0.11265 m2
	0.092903
Tipe Shell and tube 1 - 1	
Harga =	US\$ 2,780 dari Capcost CEI 500

Pompa	
Power =	1.155 KW 1.65 KW
Harga =	8733 US\$ Cast Steel CEI 500 Reciprocating

E-101		
$Q=U \cdot A \cdot \Delta T$		
Q =	1.29E+05 kJ/h	1.75E+05 Btu/h
U =	2128 Btu/(jam.ft ² .°F)	dari buku Kern hal. 840
LMTD=	89.35 F	
Ft =	1 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829	
A= Q/U*Ft*LMTD		
A=	0.918624 Ft ²	0.085343 m ²
		0.092903
Tipe Shell and tube 1 - 1		
Harga =	US\$ 2,780	dari Capcost CEI 500

Kolom Distilasi		
Q = (1500) Lg		
Lg = Glycol Flowrate	0.4492 m ³ /h	118.6652 galon/h
Q =	177997.7 btu/h	
U*DT =	7000 btu/h*ft ²	
A=Q/U*DT	25.42825 ft ²	2.36 m ²
Harga =	US\$ 7,329 Stainless stell, Capcost. CEI 500	
Still column		
Packed tower		
d=A*(m)^0.5	32.56051 cm	
A=	11.9	
m=	7.486667 L/min	
Harga =	2,598.00 US\$	porcelain, capcost CEI 500

2. Komponen peralatan proses Pencairan LNG

E-201	
Power =	0.8618 KW
Jenis	Radial expander
Harga =	US\$ 32,000 timmerhause Januari 2002

E-202	
Power =	0.9065 KW
Jenis	Radial expander
Harga =	US\$ 32,000 timmerhause Januari 2002

WC-101	
Q=U*A*ΔT	
Q =	1.30E+07 kJ/h 1.76E+07 Btu/h
U =	26 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	95.42996 F
Ft =	0.9 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829
A= Q/U*Ft*LMTD	
A=	7876.44 Ft ² 731.7453 m ² 0.092903
Tipe Shell and tube 2 - 4	
Harga =	US\$ 43,309 dari Capcost CEI 500

WC-102	
Q=U*A*ΔT	
Q =	9.17E+06 kJ/h 1.24E+07 Btu/h
U =	26 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	71.0201 F
Ft =	0.9 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829
A= Q/U*Ft*LMTD	
A=	7489.363 Ft ² 695.7846 m ² 0.092903
Tipe Shell and tube 2 - 4	
Harga =	US\$ 41,756 dari Capcost CEI 500

WC-201	
Q=U*A*ΔT	
Q =	1.88E+04 kJ/h 2.54E+04 Btu/h
U =	26 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	126.6581 F
Ft =	0.95 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829
A= Q/U*Ft*LMTD	
A=	8.133861 Ft ² 0.75566 m ² 0.092903
Tipe Shell and tube 2 - 4	
Harga =	US\$ 41,756 dari Capcost CEI 500

WC-202	
Q=U*A*ΔT	
Q =	4.99E+03 kJ/h 6.77E+03 Btu/h
U =	26 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	41.7062 F
Ft =	0.94 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 829
A= Q/U*Ft*LMTD	
A=	6.643919 Ft ² 0.61724 m ² 0.092903
Tipe Shell and tube 2 - 4	
Harga =	US\$ 41,756 dari Capcost CEI 500

CONDENSER	
Q=U*A*ΔT	
Q =	4.06E+02 kJ/h 5.51E+02 Btu/h
U =	149.6 Btu/(jam.ft ² .°F) dari buku Kern hal. 840
LMTD=	202.308 F
Ft =	0.98 dari grafik LMTD correction factor buklu Kern hal. 828
A= Q/U*Ft*LMTD	
A=	0.018577 Ft ² 0.001726 m ² 0.092903
Tipe Shell and tube 1 - 2	
Harga =	US\$ 41,756 dari Capcost CEI 500

REBOILER		
Q=U*A*ΔT		
Q =	1.37E+07 kJ/h	1.86E+07 Btu/h
U =	193.72 Btu/(jam.ft ² .°F)	dari HEURISTIC FOR
LMTD=	202.308 F	EQUIPMENT DESIGN
Ft =	1	
A= Q/U*Ft*LMTD		
A=	474.4159 Ft ²	44.07468 m ² 0.092903
Harga =	US\$ 14,998	Stainless steel dari Capcost CEI 500

3. Perhitungan Storage

Storage tank LNG	
Laju alir produksi =	53.26 m ³ /h
Assumsi:	LNG akan diambil oleh konsumen setiap 2 hari sekali dan cadangan selama 1 hari jadi kapasitas penyimpanan selama 3 hari
kapasitas storage yang dibutuhkan sebesar	53.26 m ³ /hour dikali 3 hari
Storage capacity =	1917.36 m ³
Diketahui data dari Padang LNG untuk kapasitas	40,000 m ³ = US\$ 26,036,357
Sehingga bila dikomparasi dengan persamaan six-tenth Factor dengan besaran m untuk industri LNG sebesar 0.7 maka:	
dengan rumus	$\frac{\text{Cost2}}{\text{Cost1}} = \frac{\text{capacity 2}^{0.7}}{\text{capacity 1}}$
maka cost 2=	3,104,779.68 US\$