



UNIVERSITAS INDONESIA

ANALISA KEEKONOMIAN PEMBUATAN LNG DARI GAS
METANA BATUBARA PADA LAPANGAN RAMBUTAN
SUMATERA SELATAN

TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

HANS WIJAYA

07 06 17 4133

I
25200

FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
KEKHUSUSAN MANAJEMEN GAS

SALEMBA

DESEMBER 2008

PERPUSTAKAAN
UNIVERSITAS INDONESIA

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama HANS WIJAYA
NPM : 07 06 17 4133
Tanda Tangan :
Tanggal : 31 DESEMBER 2008


HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh :
Nama : Hans wijaya
NPM : 0706174133
Program Studi : Teknik Kimia
Judul Tesis : ANALISA KEEKONOMIAN PEMBUATAN
LNG DARI GAS METANA BATUBARA PADA
LAPANGAN RAMBUTAN SUMATERA
SELATAN

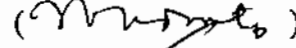
Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Kekhususan Manajemen Gas, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Mahmud Sudibandriyo M.Sc, Ph.D

()

Pembimbing : Dr. Imam Budiarto Sosrowidjojo

()

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

()

Penguji : Ir. Dijan Supramono, MSc.

()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 30 Desember 2008

UCAPAN TERIMA KASIH

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan tesis ini. Penulisan tesis ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Magister Teknik Jurusan Teknik Kimia Program Studi Manajemen Gas pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan tesis ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan tesis ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada:

- (1) Bapak Ir. Mahmud Sudibandriyo M.Sc, Ph.D dan Bapak Dr. Imam Budiarto Sosrowidjojo selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga, dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini;
- (2) Orang tua dan keluarga saya yang telah memberikan bantuan dukungan material dan moral.
- (3) Sandra Kosasih yang telah banyak memberi suport dan harapan; dan
- (4) Pak Taufik, Bak Elvi, Bak Hapsari, Pak Aulia, Pak Reza, Bak Dewi dan teman-teman teknik Salemba yang telah banyak membantu saya dalam menyelesaikan tesis ini.

Akhir kata, saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga tesis ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu.

Salemba, 31 Desember 2008

Hans Wijaya

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

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

Nama : Hans wijaya
NPM : 0706174133
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 Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

ANALISA KEEKONOMIAN PEMBUATAN LNG DARI GAS METANA
BATUBARA PADA LAPANGAN RAMBUTAN SUMATERA SELATAN

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan 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 : Salemba
Pada tanggal : 31 Desember 2008
Yang menyatakan

(Hans wijaya)

ABSTRAK

Nama : Hans Wijaya

Program Studi : Teknik Kimia

Judul : ANALISA KEEKONOMIAN PEMBUATAN LNG DARI GAS
METANA BATUBARA PADA LAPANGAN RAMBUTAN
SUMATERA SELATAN

Pada Tesis ini dibahas studi kelayakan pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara (GMB) melalui proses pemurnian dan pencairan. Input data yang dikaji adalah komposisi GMB sehingga diperoleh teknologi pemurnian & pencairan yang cocok digunakan, keekonomian pendirian pabrik dan analisa sensitivitas serta grafik berupa patokan harga jual LNG berdasarkan IRR yang ditargetkan. Pada harga bahan baku GMB senilai \$3/MMBTU, harga jual produk LNG \$8/MMBTU didapat harga IRR untuk perkiraan pembangunan pabrik LNG berbahan baku GMB pada tahun 2015 didapat sebesar 24,34 % dengan NPV sebesar \$ 438.031.452,06 dan *payback period* selama 5,49 tahun dari mulai masa konstruksi atau 3,49 tahun setelah pabrik beroperasi.

Kata Kunci : *Coalbed Methane, PSA, LNG, Process Purification Natural Gas dan Engineering Economic.*

ABSTRACT

Name : Hans Wijaya

Study Program: Chemical Engineering

Title : ECONOMIC ANALYSIS FEASIBILITY STUDY LNG FROM
COALBED METHANE IN RAMBUTAN FIELD SOUTH
SUMATERA

This thesis discuss about feasibility study LNG plant with coalbed methane as a feed through purification process and liquefaction. The input data uses coalbed methane compositions so that purification process technology and liquefaction technology can be selected. The economic analysis using sensitivity analysis and also graph in showing competent price directive if the suitable price of LNG based on targeted IRR. At the price of coalbed methane raw material \$3/MMBTU the price for LNG product is about \$8/MMBTU, the estimate IRR value for the development of LNG plant from coalbed methane gas in the year 2015 is equal to 24,34 %, NPV is equal to \$ 438.031.452,06 and *payback period* during 5,49 year from starting the construction period or 4,73 year after plants operates.

Key words : Coalbed Methane, PSA, LNG, Process Purification Natural Gas dan Engineering Economic.

DAFTAR ISI

HALAMAN SAMPUL	i
HALAMAN JUDUL	ii
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	iii
HALAMAN PENGESAHAN	iv
UCAPAN TERIMA KASIH	v
LEMBAR PERSTUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH	vi
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	viii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR TABEL	xiii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1. LATAR BELAKANG.	1
1.2. PERUMUSAN MASALAH.	3
1.3. TUJUAN PENULISAN.	3
1.4. BATASAN MASALAH.	4
1.5. SISTEMATIKA PENULISAN	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	6
2.1 GAS METANA BATUBARA DI INDONESIA	6
2.2 KEBUTUHAN INDONESIA AKAN ENERGI	7
2.3 PROSES SEPARASI DAN PENCAIRAN DARI GAS METANA BATUBARA	13
2.3.1 PROSES SEPARASI	13
2.3.2 PROSES PENCAIRAN	15
2.4 JENIS PENGIRIMAN LNG	17
2.5 PENGIRIMAN SMALL SCALE LNG DENGAN LNG TRUCK	18
2.6 TEORI EKONOMI	18
2.6.1 NPV (<i>Net Present Value</i>)	18
2.6.2 IRR (<i>Internal Rate of Return</i>)	19
2.6.3 PBP (<i>Pay Back Period</i>)	20

BAB III METODE PENELITIAN	21
3.1 DIAGRAM ALIR PENELITIAN	21
3.2 WAKTU PENELITIAN	23
3.3 JENIS PENELITIAN	23
3.4 FAKTOR PENENTU PENELITIAN	24
BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN	25
4.1 DISKRIPSI PROSES	25
4.2 NERACA MASSA DAN ENERGI	26
4.2.1 Neraca Massa Keseluruhan	26
4.2.2 Neraca Energi	26
4.3 KOMPONEN BIAYA CAPEX	28
4.3.1 DIRECT COST	29
4.3.1.1 Menghitung <i>Total Bare Modul</i>	29
4.3.1.1.1 Komponen Peralatan Proses	29
4.3.1.1.2 Biaya Storage dan Gas Turbine	30
4.3.1.1.3 Penentuan Chemical Engineering Index Tahun 2015	30
4.3.1.2 Biaya Pembelian Lahan	32
4.3.1.3 Biaya Fasilitas Servis	32
4.3.1.4 Biaya Pengembangan Lahan (<i>Yard Improvements</i>)	32
4.3.2 INDIRECT COST	33
4.3.2.1 Biaya Tak Terduga	33
4.3.2.2 Biaya Kontraktor	33
4.3.2.3 Biaya Engineering, Supervisi dan Start Up	33
4.3.3 TOTAL CAPEX	33
4.4 KOMPONEN BIAYA OPEX	34
4.4.1 Biaya Bahan Langsung dan Utilitas	34
4.4.2 Biaya Tenaga Kerja & Peralatan Perkantoran	34
4.4.3 Biaya Asuransi	35
4.4.4 Biaya Beban Pemasaran dan Administrasi	35
4.4.5 TOTAL OPEX	35
4.5 HARGA BELI GAS GMB DAN HARGA JUAL PRODUK	36
4.6 DEPRESIASI	36

4.7	CASH FLOW	38
4.8	ANALISIS SENSISIVITAS	40
4.9	PERHITUNGAN PERSAMAAN UNTUK BATAS IRR DENGAN PERBANDINGAN HARGA BELI GMB DENGAN HARGA JUAL LNG	44
	BAB V KESIMPULAN	47
	DAFTAR PUSTAKA	
	LAMPIRAN	

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Sumberdaya Gas Metana Batubara di Indonesia	6
Gambar 2.2 Rencana pemakaian energi nasional 2005-2025	8
Gambar 2.3 <i>Protocol CBM development in Rambutan Field, South Sumatra</i>	8
Gambar 2.4 <i>Road Map of CBM Industry in Indonesia</i>	10
Gambar 2.5 Grafik <i>Economical limitation of natural gas transportation</i> Hetland	11
Gambar 2.6 PFD PSA Separation	14
Gambar 2.7 Skematik dari proses adsorpsi selective pada PSA	14
Gambar 2.8 PFD SMR Black Veatch PRICO Process	16
Gambar 2.9 Gambar Truk EKIP	18
Gambar 3.1 <i>Block Flow Diagram</i>	21
Gambar 3.2 Faktor Penentu Keberhasilan Penelitian	24
Gambar 4.1 <i>Block Flow Diagram</i> proses LNG berbahan baku GMB	25
Gambar 4.2 Diagram Pie Persentase Konsumsi Energi per LNG	28
Gambar 4.3 Perkiraan Linier <i>CHEMICAL ENGINEERING INDEX</i>	31
Gambar 4.4 Diagram Pie Harga untuk Pengolahan LNG	38
Gambar 4.5 Gambar <i>Cash Flow</i> Keekonomian LNG berbahan baku GMB	38
Gambar 4.6 Payback period pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara	39
Gambar 4.7 Sensitivitas spider chart IRR pabrik LNG berbahan baku GMB	40
Gambar 4.8 Sensitivitas <i>spider chart</i> NPV pabrik LNG berbahan baku GMB	42
Gambar 4.9 Tornado chart IRR pabrik LNG berbahan baku GMB dengan rentang perubahan 20%	42
Gambar 4.10 Sensitivitas <i>tornado chart</i> NPV pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara	43
Gambar 4.11 Distribusi IRR terhadap Harga Jual LNG	45

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Sumberdaya Gas Metana Batubara di Indonesia	7
Tabel 2.2 Temperatur dan Tekanan Reservoir CBM di Rambutan Field	9
Tabel 2.3 Gas Content dan Data Komposisi Batubara dari CBM well head	9
Tabel 2.4 <i>STORAGE AND COMPOSITIONAL PROPERTIES</i>	9
Tabel 2.5 Komposisi Rata-rata dalam Gas Metana Batubara	12
Tabel 2.6 Komposisi Gas Alam PT. Badak NGL	12
Tabel 2.7 Spesifikasi Gas Alam Cair (LNG)	13
Tabel 2.8 Ukuran komponen gas untuk unit PSA	13
Tabel 2.9 Komposisi SMR US Patent 6,622,519 B1	17
Tabel 4.1 Neraca Massa Peralatan Utama	26
Tabel 4.2 Neraca Energi Proses LNG GMB	27
Tabel 4.3 Persentase Kebutuhan Listrik Pabrik	28
Tabel 4.4 Hasil Perhitungan Peralatan Proses	29
Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Biaya <i>Storage</i> dan Gas <i>Turbine</i>	30
Tabel 4.6 Data <i>Chemical Engineering Index</i>	30
Tabel 4.7 Hasil Perkiraan Harga Tahun 2015	31
Tabel 4.8 Biaya Bahan Langsung dan Utilitas	34
Tabel 4.9 Biaya Tenaga Kerja & Peralatan Perkantoran	34
Tabel 4.10 Biaya Asuransi	35
Tabel 4.11 Harga Beli GMB dan Harga Jual Produk LNG	36
Tabel 4.12 Data Depresiasi	37
Tabel 4.13 Ringkasan Harga Pengolahan LNG	38
Tabel 4.14 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG dengan target IRR = 20%	44
Tabel 4.15 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG dengan target IRR = 15%	44
Tabel 4.16 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG dengan target IRR = 10%	45

BAB I PENDAHULUAN

1.1. LATAR BELAKANG.

Energi adalah salah satu kebutuhan pokok dalam kehidupan Negara, tanpa adanya energi maka roda perekonomian akan melambat ataupun berhenti. Seiring dengan bertambahnya jumlah penduduk maka kebutuhan akan energi pun akan bertambah. Kenaikan harga minyak mentah dunia mengakibatkan bertambahnya beban pemerintah yang dikaitkan dengan subsidi Bahan Bakar Minyak. Bila pemerintah mengurangi subsidi BBM maka akan terjadi kenaikan harga jual BBM yang kemudian akan mengakibatkan ketidakstabilan perekonomian masyarakat pada Negara Indonesia. Maka dari itu perlu pencarian sumber energi baru agar dapat mengatasi harga yang cenderung mahal dan kelangkaan BBM.

Salah satu solusi pemecahan masalah adalah dengan substitusi BBM menjadi BBG sebagai bahan baku transportasi yang telah dilakukan oleh PT. Trans Jakarta pada kendaraan operasional Busways. Penggunaan Gas sebagai alternatif bahan bakar menemukan beberapa kendala seperti proses pemurniannya serta transportasinya yang mahal. Alternatif sumber gas yang belakangan ini marak adalah gas metana batubara. Gas Metana Batubara(GMB) atau *Coalbed Methane(CBM)* adalah gas alam yang terjebak dalam cadangan batubara. Gas metana ini sering dinilai sebagai masalah bagi operasi penambangan batubara yaitu dapat menimbulkan ledakan pada pertambangan. Perkembangan teknologi menunjukkan bahwa gas metana batubara justru dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi alternatif terbaru serta bahan bakar ramah lingkungan yang mengandung lebih dari 90 persen metana. Beberapa negara, seperti Australia, Kanada, Amerika Serikat dan China saat ini sudah mengembangkan gas metana batubara sebagai sumber energi [1].

Pada tahun 2006 diterbitkan Peraturan Menteri (Permen) mengenai Gas Metana yaitu Permen Nomor 033 Tahun 2006 dengan dibarengi oleh PP 35 Tahun 2004 tentang Pengusahaan Gas Metana Batubara.

Peraturan pengusahaan gas metana batubara menggunakan skema Kontrak Kerja Sama (KKS) seperti kontrak minyak dan gas bumi lainnya. Hal ini karena gas metana batubara juga merupakan sumberdaya alam strategis dimana aturan penambangannya juga telah ditentukan oleh Undang-Undang yaitu menggunakan sistem bagi hasil. Hanya saja perbedaannya, Gas metana batubara memerlukan beberapa insentif khusus yang diberikan pada fasa awal produksinya dan harus memperhatikan sifat-sifat yang khusus dan penting dalam pengembangan gas metana batubara, biaya, dan juga jangka waktu komersialisasi produksi yang lebih panjang dibandingkan dengan gas bumi konvensional [2].

Menurut Dirjen MIGAS studi yang telah dilakukan pada 10 *coal basins* di seluruh Indonesia dengan potensi gas metana batubara sebesar 336 TCF [3], dengan cadangan yang tersedia dapat disimpulkan bahwa gas metana batubara berpotensi besar sebagai cadangan gas alternatif pengganti gas alam, dengan ketersediaan yang besar ini dapat digunakan untuk sumber energi yang dapat digunakan sebagai pemenuhan kebutuhan gas dalam negeri.

Pada tesis ini akan mencoba membahas mengenai analisa kelayakan LNG *plant* dengan bahan baku gas metana batubara pada Palembang *basin* dengan spesifikasi yang telah ditentukan dari sumur gas metana batubara di lokasi tersebut dengan data teraktual. Hal ini menjadi bahan pertimbangan untuk mengetahui *cost* pencairan gas metana batubara untuk ditransportasi menggunakan LNG truk agar dapat memenuhi kebutuhan akan Gas Kota dan kebutuhan transportasi Kota Palembang. Pada *plant* LNG diperhitungkan biaya operasi hanya sampai unit pencairan serta perhitungan pendirian *plant* dengan simulasi menggunakan manual maupun secara komputerisasi dan analisis pendekatan dengan data terhadap Padang LNG Project (dilakukan perhitungan pendekatan harga terhadap beberapa peralatan) [4]. Penelitian ini akan menganalisis layak tidaknya pencairan gas metana batubara untuk disalurkan, sehingga keekonomian penyaluran gas tersebut dapat ditinjau menggunakan analisis harga dan penjualan LNG. Metode perhitungan keekonomian pada penelitian ini dilakukan dengan mengambil data dari keluaran hasil simulasi produksi yang kemudian diolah menjadi data berupa harga investasi, biaya operasi

serta profit hasil penjualan LNG (dengan penjualan sistem FOB) yang akan digunakan sebagai input data untuk dimasukkan kedalam suatu model simulasi sensitifitas untuk diuji kesensitifan setiap parameter yang berpengaruh sehingga diperoleh faktor yang paling sensitif untuk dilakukan perbandingan skala uji.

1.2. PERUMUSAN MASALAH.

GMB mengandung 90% lebih metana serta cadangan yang cukup banyak di negara Indonesia terutama di Sumatera Selatan (sebesar 0.8 TCF), sehingga cadangan yang banyak ini dapat dimanfaatkan sebagai sumber energi yang dapat digunakan untuk keperluan dalam negeri.

Pada penelitian ini akan digunakan perhitungan kelayakan pencairan gas metana batubara yang dalam prosesnya diperlukan suatu unit pemurnian dan pencairan gas alam (*LNG plant*), sehingga diperlukan suatu analisa kelayakan sebelum melakukan pendirian *LNG plant* serta penelitian tentang studi keekonomian pencairan Gas Metana Batubara karena belum pernah ada yang melakukan.

1.3. TUJUAN PENULISAN.

Tujuan dari penulisan ini adalah sebagai berikut :

1. Menghitung harga pendirian plant untuk pemurnian dan pencairan Gas Metana Batubara.
2. Menghitung pengeluaran operasi plant LNG dari GMB.
3. Membuat studi kelayakan *LNG Plant* dengan bahan baku gas metana Batubara.
4. Memperoleh patokan perumusan harga LNG dari gas metana batubara untuk kepentingan penjualan dalam negeri.

1.4. BATASAN MASALAH.

Batasan masalah yang digunakan dalam penelitian ini adalah :

1. Sumber utama gas metana batubara sudah dalam bentuk gas dengan spesifikasi yang telah ditentukan dari sumur gas metana batubara.
2. Analisis lebih lengkap terhadap aspek keteknikan tidak dilakukan secara mendetail dimana aspek yang menyangkut harga pembelian peralatan lebih diutamakan untuk perkiraan harga pendirian *small scale* LNG Plant.
3. Perhitungan biaya operasi *plant* hanya sampai unit pencairan. Biaya transportasi tidak diperhitungkan karena menggunakan penjualan dengan sistem FOB tetapi laju pengiriman dari vendor transportasi diperlukan untuk menentukan ukuran dari tangki penyimpanan LNG.
4. Perhitungan pendirian *plant* dengan simulasi menggunakan *software* dan analisis pendekatan dengan data *benchmarking* terhadap plant LNG seperti padang LNG plant dan beberapa teknologi pencairan gas bumi dalam skala *small plant*.
5. Analisis harga, komposisi dan aliran umpan menggunakan harga perkiraan rata-rata.

1.5. SISTEMATIKA PENULISAN.

Makalah tesis ini terdiri atas lima bab dengan perincian sebagai berikut :

BAB I PENDAHULUAN

Pada bab Pendahuluan memberikan penjelasan mengenai latar belakang permasalahan, perumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah serta sistematika penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab Tinjauan Pustaka menjelaskan mengenai teori yang berkaitan dengan data gas metana batubara dilapangan dan dengan rantai nilai LNG.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab Metodologi Penelitian membahas mengenai rancangan penelitian, permodelan menggunakan simulasi baik manual ataupun komputerisasi dan pendekatan harga serta analisis keekonomian menggunakan keilmuan ekonomi teknik.

BAB IV PEMBAHASAN

Pada bab Pembahasan berupa hasil perhitungan peralatan dan keekonomian akan dibahas mengenai segala komponen biaya CAPEX dan OPEX serta analisis keekonomian yang dikembangkan bersamaan dengan perhitungan simulasi sensitifitas untuk mendapatkan persamaan garis untuk harga penjualan LNG.

BAB V KESIMPULAN

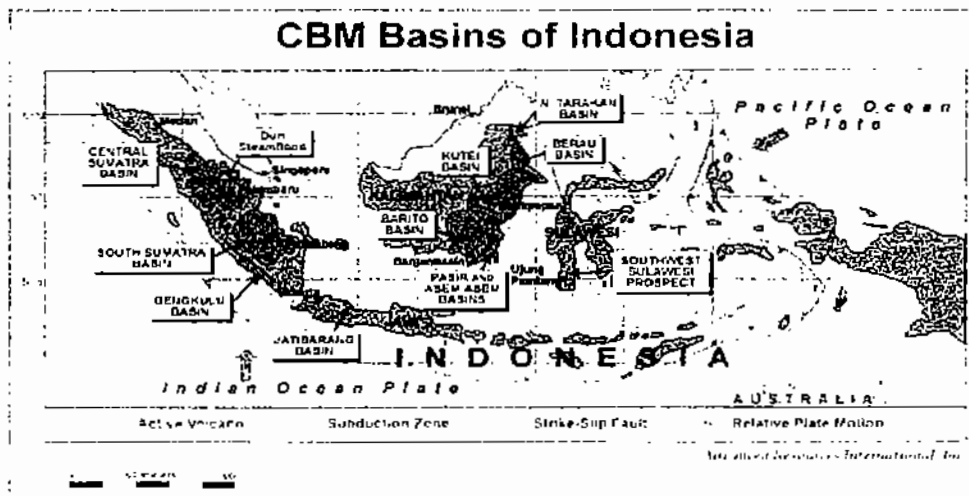
Pada bab ini berisi hasil perolehan analisa keekonomian pabrik LNG yang didasarkan dari hasil perhitungan dan pembahasan pada tahapan sebelumnya.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab ini akan diuraikan mengenai beberapa informasi atau teori yang berkaitan dengan pengembangan Gas Metana Batubara dan teknologi pengembangannya serta teori pendekatan perhitungan keekonomian.

2.1 GAS METANA BATUBARA DI INDONESIA

Potensi Gas Metana Batubara seperti telah disebutkan pada latar belakang, pada umumnya hanya terletak di pulau Sumatera dan Kalimantan, sisanya tersebar di pulau Jawa dan sedikit di Sulawesi (Cekungan Sengkang) seperti yang terlihat pada Gambar 2.1 dan Tabel 2.1 berikut [3, 5] :



Gambar 2.1 Sumberdaya Gas Metana Batubara di Indonesia

Tabel 2.1 Sumberdaya Gas Metana Batubara di Indonesia

Basin	Prospective area (km ²)	CBM Resources
Kalimantan		
Barito	15,000	75
Berau	2,000	10
Kurai	10,000	50
N. Tarakan	6,500	20
Pasir	1,000	3
Sumatra		
Central Sumatra	15,000	50
South Sumatra	20,000	120
Benqkulu	3,000	5
Java		
Jatibarang	500	1
Sulawesi		
Sengkang	1,000	2
Total	74,000	336

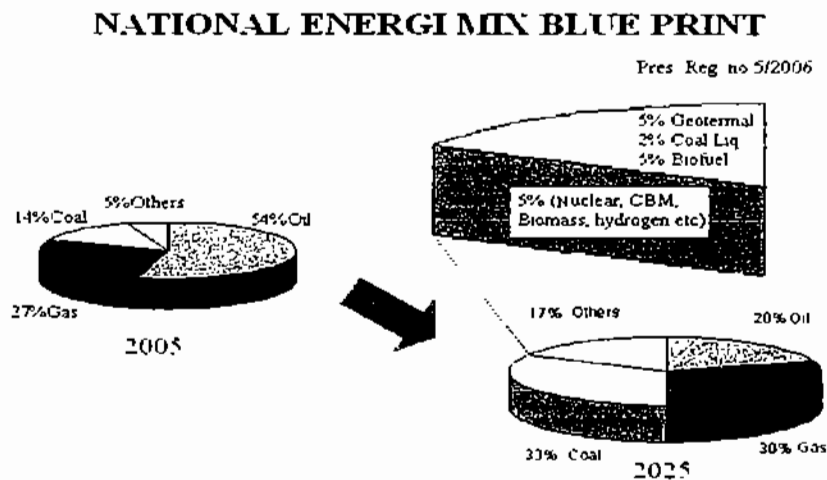
Pada Gambar 2.1 menunjukkan basin GMB *basin* di Indonesia sedangkan Tabel 2.1 berisi sumberdaya Gas Metana Batubara di Indonesia, dimana *basin* berskala besar berada di Sumatera Selatan, Sumatera Tengah, Barito dan Kurai sedangkan yang berskala menengah termasuk Pulau Tarakan, Berau, Pasir dan Jatibarang.

Perhitungan dari cadangan gas tidak terlepas dari *experiment* data dimana sebagai contoh kita mengambil sampel perhitungan data pada lokasi Sumatera Selatan di daerah Muara Enim dengan cara *desorpsi* dan penghitungan keluaran *gas kick*.

2.2 KEBUTUHAN INDONESIA AKAN ENERGI

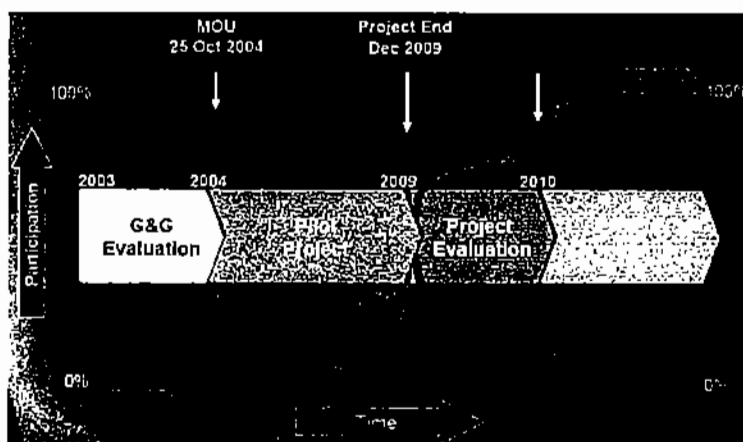
Dengan kebijakan pemerintah dalam program penghapusan subsidi bahan bakar minyak dan listrik yang dilakukan sejak akhir tahun 2000 serta konversi gas. Maka diperkirakan pada tahun 2005 hingga 2025 pemakaian batubara dan gas bumi akan terus meningkat sepanjang kurun waktu tersebut seiring dengan berkurangnya pemakaian bahan bakar minyak. Seperti yang terlihat pada Gambar 2.2 dimana terdapat skema target energi nasional mix 2025 [5], pada tahun 2005 pemakaian minyak sebagai sumber energi sangat besar yaitu 54% dan target pada tahun 2025 akan mengurangi pemakaian minyak hingga ke level 20%. Maka hal tersebut harus didukung dengan pemakaian sumber energi baru, sehingga berangkat dari permasalahan ini dikajilah suatu energi baru yang berasal dari gas

metana batubara sebagai energi alternatif (*others energy*) seperti yang dicanangkan pada Gambar 2.2 mengalami kenaikan dari 5 % menjadi 17 %.



Gambar 2.2 Rencana pemakaian energi nasional 2005-2025

Sejarah penelitian GMB di Indonesia seperti yang terlihat dari Gambar 2.3 *Protocol CBM development in Rambutan Field, South Sumatra* dimulai dari tahun 2003 dengan partisipasi oleh GOI (*Government of Indonesia*) dan PT. MEPI (PT. Medco Energy Eksplorasi & Produksi Indonesia) melaksanakan *G & G evaluation* dimana misi pertama untuk mencari *sweet spot* hingga 25 oktober 2004 dengan disepakati MOU (*Memorandum Of Understanding*). Pada tahap selanjutnya adalah *Pilot Project* yang masih dikerjakan hingga sekarang, dimana pada *pilot project* tanggal 26 November 2006 dimulai pemboran tiga *pilot wells test* dengan kedalaman 610 dan 1000 m di lokasi Formasi Muara enim [6, 7].



Gambar 2.3 *Protocol CBM development in Rambutan Field, South Sumatra*

Pada Pengeboran dianalisis dari hasil keluarannya sehingga didapat data komposisi dan harga kandungannya seperti yang tertera pada Tabel 2.2, 2.3 dan 2.4 [6, 7].

Tabel 2.2 Temperatur dan Tekanan Reservoir GMB di Lapangan Rambutan

Zona	Temperatur	Tekanan
Zona atas	114 °F	140 psi
Zona bawah	155 °F	361 psi
Rata-rata	109,36 °F	115 psi
Rata-rata (satuan Metric)	43 °C	7,83 atm

Tabel 2.3 Gas Content dan Data Komposisi Batubara dari GMB well head

Components		Mol Percent			
		Seam 2	Seam 3	Seam 5	Average
Carbon Dioxide	CO ₂	0.19	0.2	4.25	1.55
Nitrogen	N ₂	2.25	2.37	0.15	1.59
Methane	CH ₄	96.16	96.55	93.8	95.50
Ethane	C ₂ H ₆	1.04	0.72	1.26	1.01
Propane	C ₃ H ₈	0.28	0.21	0.33	0.27
Iso-Butane	i-C ₄ H ₁₀	0.02	0.07	0.1	0.06
n-Butane	n-C ₄ H ₁₀	0.01	0.01	0.01	0.01
Iso-Pentane	i-C ₅ H ₁₂	0.01	0.01	0.01	0.01
n-Pentane	n-C ₅ H ₁₂	0.01	0.01	0.01	0.01
Hexanes	C ₆ H ₁₄	0.01	0.01	0.02	0.01
Heptanes plus	C ₇₊	0.02	0.02	0.06	0.03
Ave. Gas Content (m ³ /t)		1.61	3.6	2.92	2.71
Coal Thickness (m)		10	10	11	10.33

Tabel 2.4 STORAGE AND COMPOSITIONAL PROPERTIES

Storage and Compositional Properties	
Depth (m)	451 - 945
Coal Seam Thickness (m)	1 - 12
CH ₄ Content (m ³ /ton)	0.43 - 5.84
Langmuir Vol. (m ³ /ton)	8.7 - 53.8
Ash Content (%)	2.5 - 16.2
Moisture Content (%)	10 - 21
Coal Density (g/cc)	1.4 - 1.6
CO ₂ Content (%)	0.2 - 4.25
Ro (%)	0.3 - < 0.5
Permeability (mD)	<10 md

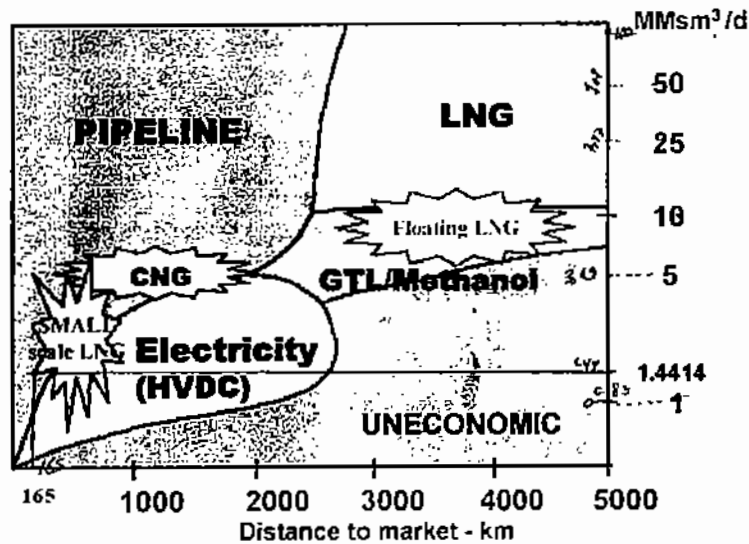


Gambar 2.4 Road Map of CBM Industry in Indonesia

Road Map dari Industri GMB di Indonesia dapat terlihat dari Gambar 2.4 diatas dimana pembangunan dari proyek GMB ini dibagi menjadi tiga tahapan besar yaitu :

1. Jangka Pendek (tahun 2010): dimulai dengan pendirian *Small scale (pilot project)* untuk keperluan rumah tangga sekitar *project* dan kebutuhan energi listrik.
2. Jangka Pertengahan (tahun 2014): Gas Metana Batubara akan disalurkan untuk kebutuhan industri, listrik dan transportasi.
3. Jangka Panjang (tahun 2020 dan seterusnya): untuk keperluan distribusi kebutuhan gas untuk mendukung gas dari Kalimantan Timur ke konsumen di Jawa.

Jarak Antara Sumber Gas ke pasar gas di kota Palembang sebesar ± 165 km maka berdasarkan Hetland [8] yaitu pasar dengan jarak 165 km dengan kapasitas keluaran gas $1,4414 \text{ MMsm}^3/\text{d}$ maka transportasi yang layak dicoba adalah SMALL scale LNG dengan transportasi menggunakan LNG truck atau LNG trailer seperti yang terlihat pada Gambar 2.5.



Gambar 2.5 Grafik *Economical limitation of natural gas transportation* Hetland

Penelitian yang akan dilakukan adalah penelitian jangka pendek yang hanya berorientasi pasar lokal terdekat seperti yang akan dilakukan pada Pasar Palembang (Lapangan Rambutan pada formasi Muara Enim) dimana produksi akan mencapai 50,9 MMcfD ($\pm 1,4414$ MMstdV m³/day) pada awal tahun 2017 dengan cara interpolasi tahun 2014 sebesar ± 10 MMcfD dan 2019 sebesar $\pm 0,3$ BcfD seperti yang terlihat pada Gambar 2.5 diatas. Masa produksi plant dengan perkiraan cadangan gas GMB pada Lapangan Rambutan di Muara Enim sebesar 0,8 Tcf dengan persen produktivitas 50 % maka gas yang dapat diambil sebesar 0,4 Tcf. Bila diambil gas ini secara konstan pada 50,9 MMcfD maka didapat umur pabrik selama 21 tahun sedangkan perkiraan umur pabrik LNG normalnya menurut Roy Nap [9] selama 20 tahun sehingga memungkinkan untuk dibangun *small scale LNG Plant* pada Lapangan Rambutan. Pembuatan Plant diasumsikan mulai konstruksi 2015 dan lamanya pendirian 2 tahun sesuai dengan harga konstruksi tahun tersebut dan dapat beroperasi pada awal tahun 2017.

Pada data Tabel 2.2 sampai Tabel 2.4 Gas Content dan Data Komposisi dapat diambil rata-rata komposisi Gas Metana Batubara menjadi Tabel 2.5 dengan perhitungan water saturated terdapat pada lampiran 1 dari perhitungan buku Campbell [10].

Tabel 2.5 Komposisi Rata-rata dalam Gas Metana Batubara

Sifat Fisik	
Parameter	Nilai
Wujud	Gas (pada T : 109,361 °F = 43 °C dan 115 psi = 7,82 atm)
Enthalpy	-298,37 MMBTU/h
Total Flow (prakiraan tahun 2016)	1.441.400 stdV m ³ /day = 50,9 MMscfd
KOMPOSISI	
Nama Gas	Komposisi Rata-rata (dalam % fraksi mol)
CO ₂	1,53 = 41,15 ton/day
N ₂	1,57 = 26,87 ton/day
CH ₄	94,45 = 923,77 ton/day
C ₂ H ₆ +	1,39 = 25,57 ton/day
H ₂ O	1,04 = 11,44 ton/day

Tabel 2.6 Komposisi Gas Alam PT. Badak NGL

KOMPOSISI	
Nama Gas	Komposisi Rata-rata (dalam % fraksi mol)
CH ₄	min 84,19%
C ₂ H ₆	rata-rata 5,26%
C ₃ H ₈	rata-rata 2,96%
i-C ₄ H ₁₀	rata-rata 0,55%
n-C ₄ H ₁₀	rata-rata 0,64%
i-C ₅ H ₁₂	rata-rata 0,23%
n-C ₅ H ₁₂	rata-rata 0,16%
C ₆ H ₁₄	rata-rata 0,36%
N ₂	min 0,05%
CO ₂	max 5,60%
Hg	max 0,03 ppbw
H ₂ S	max 0,5 ppbw
Senyawa belerang	max 25 ppbw
H ₂ O	Saturated

Pada perbandingan dengan komposisi gas alam yang diproses pada PT. Badak NGL pada Tabel 2.6 dari Afianty Anisa [11], maka gas GMB memiliki perbedaan yang mendasar dari segi kandungan metana, nitrogen dan karbondioksida sehingga dapat dikatakan GMB memiliki fraksi yang lebih masuk kategori *sweet gas* daripada gas alam, dimana fraksi CO₂ dibawah 2%, metana memiliki kandungan 94,45%, fraksi C+ yang sedikit (sehingga tidak dapat dijual sebagai LPG seperti gas alam) serta GMB tidak memiliki tekanan yang besar seperti gas alam pada PT. Badak NGL karena tekanan tergantung pada pompa air pada proses pengambilan gas dari *wellhead*.

2.3 PROSES SEPARASI DAN PENCAIRAN DARI GAS METANA BATUBARA

2.3.1 PROSES SEPARASI

Pada kandungan metana yang tinggi, pencairan GMB sama dengan pencairan gas alam, kecuali penggunaan *small scale plant* karena produksi gas GMB yang sedikit. Sedangkan untuk GMB dengan konsentrasi yang sedikit, gas GMB harus dipurifikasi (*enrichment*) agar mendapatkan kadar konsentrasi yang tinggi, agar memenuhi spesifikasi LNG seperti yang tertera pada Tabel 2.7 dari Afianty Anisa [11].

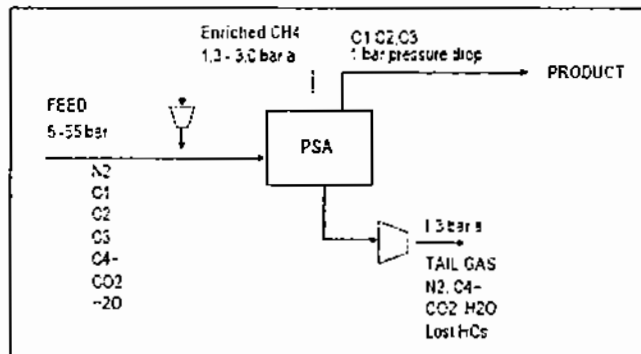
Tabel 2.7 Spesifikasi Gas Alam Cair (LNG)

Sifat Fisik	
Parameter	Nilai
Wujud	Cair (pada $T = -159\text{ }^{\circ}\text{C}$, $P = 0,07\text{ kg/cm}^2\text{g}$)
Penampakan	tidak berwarna
Bau	khas LNG
Berat Jenis	rata-rata 453 kg/m^3
Nilai kalor (HHV)	1105 - 1165 BTU/SCF
Komposisi	
Nama Gas	Komposisi
C_1 (Metana)	min 95 %
$C_2 +$	max 4,8 %
N_2	max 1 %
CO_2	< 100 ppmv
H_2S	< 4 ppmv
H_2O	< 1 ppmv
Hg	max 0,01 $\mu\text{gr/Nm}^3$

Pada Awal umpan dari wellhead dikompresi hingga ± 320 psia dan didinginkan hingga $86\text{ }^{\circ}\text{F}$, agar dapat memenuhi *purification plant* dan untuk memisahkan gas serta beberapa kondensat dari aliran gas basah dari *wellhead*. Pada Tabel 2.5 dapat dibandingkan dengan Tabel 2.6. Gas Metana Batubara harus terlebih dahulu di separasi dan dimurnikan agar dapat masuk spesifikasi Gas LNG, dimana pada perbandingan dua tabel yaitu harga fraksi mol dari CO_2 sebesar 1,53 % dan fraksi mol dari N_2 sebesar 1,57 % sedangkan agar masuk spesifikasi Gas LNG maka perlu pemurnian dari gas CO_2 dan N_2 . Proses pemisahan kedua gas tersebut dapat menggunakan PSA (*pressure swing adsorption*), hal ini dapat dimungkinkan karena untuk *small scale* LNG Plant telah lama dirancang

menggunakan sistem pemurnian PSA seperti penelitian yang telah dilakukan oleh M. Michael dan Daiminger Ulrich. [12, 13].

Pada PSA *separation process*, metana di-*adsorpsi* pada *bed* dan di-*recover* selama *desorption process*. *Adsorbent* dimasukkan kedalam kolom absorpsi. Pada PSA *system binary carbon* diaktivasi sebagai *adsorbent*. Model yang diterapkan pada PSA adalah keseimbangan *nonisothermal adsorption*. PFD PSA Separation dapat terlihat pada Gambar 2.6 berikut :



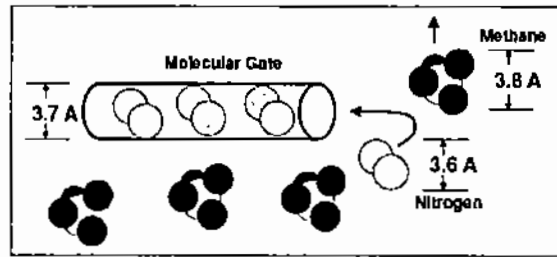
Gambar 2.6 PFD PSA Separation

PSA memurnikan metana menggunakan perbedaan ukuran gas dimana ukuran gas dapat terlihat pada Tabel 2.8 berikut :

Tabel 2.8 Ukuran komponen gas untuk unit PSA

Komponen	Ukuran Gas dalam Angstroms
METANA	3,8
NITROGEN	3,6
OKSIGEN	3,5
KARBONDIOKSIDA	3,4

Sehingga dari tabel dapat terlihat perbedaan yang signifikan untuk dapat dilakukan proses PSA menggunakan *molecular gate* dengan tekanan. Seperti yang tertera pada Gambar 2.7 berikut dimana *molecular gate* dari PSA dapat memisahkan metana dengan fraksi komponen gas yang lainnya.

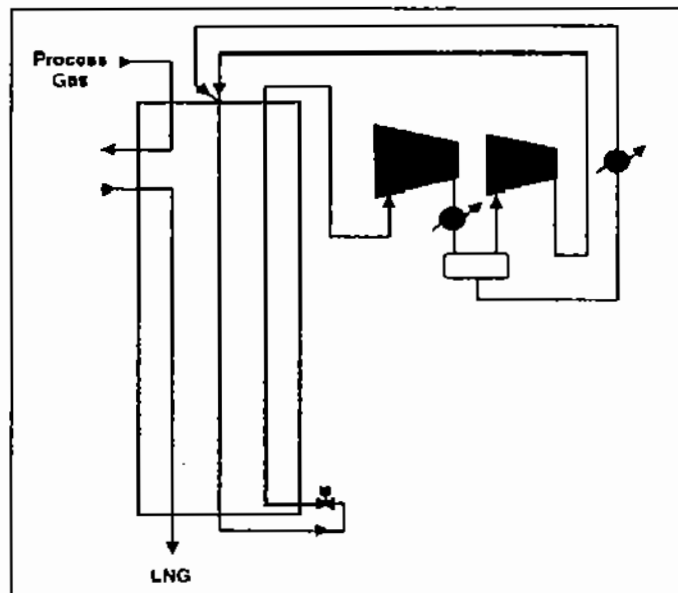


Gambar 2.7 Skematik dari proses adsorpsi selective pada PSA

Bahan yang terkandung dalam PSA ini berbahan baku *molecular sieves* dibantu dengan regenerasi menggunakan penurunan tekanan. Penggunaan PSA dalam CO_2 removal sangat efektif bila umpan masuk mengandung kurang dari 10% CO_2 karena buangan gas dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar *plant* sehingga tidak ada kehilangan metana dalam sistem dan menghemat 20% dari penggunaan teknologi *amine plus glycol systems*, sedangkan untuk N_2 dapat menggunakan PSA hingga batas 30% dari komponen umpan. Pada penelitian ini menggunakan data adsorbent *PSA molecular sieves* dari vendor GASSCHEME [14] dan penelitian yang telah dibahas oleh Wakasugi [15] dimana keduanya telah melakukan data eksperimental terhadap *Molecular Sieves Linde 5 A* (1-2mm) pada Suhu $25\text{ }^\circ\text{C}$ dan Tekanan 300 psia, sehingga memiliki keakuratan yang cukup untuk mendirikan plant pemurnian gas sampai pada spesifikasi LNG. Sedangkan regenerasi PSA menggunakan *flush gas* umpan metana murni yang bersamaan dipanaskan dengan pemanas hingga suhu $250\text{ }^\circ\text{C}$ selama minimal 1 jam sebanyak 10 siklus menurut Sircar Shivaji [16].

2.3.2 PROSES PENCAIRAN

Pencairan Gas Metana Batubara menjadi LNG menggunakan media pendingin (*refrigerant*). Gas metana dicairkan mencapai $-160\text{ }^\circ\text{C}$ pada tekanan konstan yaitu 1 atm. Dalam Penelitian ini digunakan pencairan Gas metode *Single MRC (Single Mixed Refrigerant Cycle)*. Salah satu teknologi yang digunakan adalah teknologi *Black and Veatch PRICO* yang telah berpengalaman dalam kapasitas *small scale LNG plant*. Gambar 2.8 adalah diagram alir *PFD SMR Black and Veatch PRICO Process* berdasarkan skema dari BP MIGAS hal 92 [17].



Gambar 2.8 PFD SMR Black Veatch PRICO Process

Pada Gambar 2.8 proses SMR Black Veatch PRICO Process ini memiliki beberapa peralatan penting diantaranya Heat Exchanger yang berupa Plate Fin type yang disusun dalam cold box, Mix refrigerant dikompresi dan disirkulasi dengan menggunakan train kompresi tunggal. Kompresor yang di kilang Aljazair adalah kompresor aksial yang digerakan oleh turbin uap. Parameter penting proses ini adalah makin banyaknya laju alir gas yang didinginkan maka akan berbanding lurus dengan laju alir pendingin dimana proses pendinginan memerlukan lebih banyak lagi refrigerant yang disalurkan seperti yang terlihat pada lampiran 2 adalah ringkasan perbandingan proses pencairan LNG baseload [17], dimana pada tabel tersebut diketahui konsumsi energi 16,8 kW/ton hari LNG. Proses pendinginan adalah komponen fraksi pembiayaan terbesar dalam pendirian *small-scale LNG plant* sehingga sangatlah perlu untuk mensimulasikannya agar mendapatkan harga yang mendekati aktual proses pada pabrik, *data sizing* dan peralatan material akan sangat berpengaruh besar. Tabel 2.9 adalah komposisi SMR yang digunakan pada perusahaan Black Veatch PRICO dengan patent US 6,622,519 B1 oleh Mathias A. James, dkk [18].

Tabel 2.9 Komposisi SMR US Patent 6,622,519 B1

MR Component	% Fraksi Mol
N2	10
C1	24
C2	28
C3	16
i-C4	5
i-C5	17

2.4 JENIS PENGIRIMAN LNG

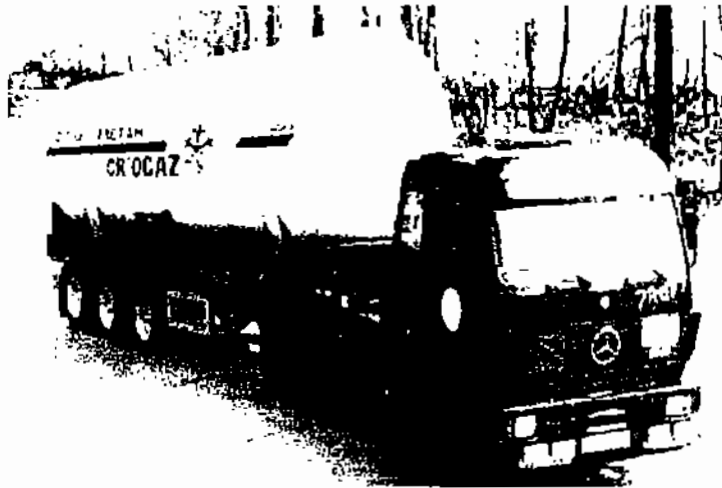
Terdapat beberapa jenis pengiriman LNG yang berdasarkan Tesis karangan Maulinda Mira [19] dijelaskan sebagai berikut:

1. **Free On Board (FOB)** : kepemilikan LNG beralih ke pembeli ketika LNG dipindahkan tangan transporter pada fasilitas ekspor LNG. Pembeli bertanggungjawab atas pengiriman LNG. Pada jenis ini, harga penjualan LNG tidak termasuk biaya transportasi.
2. **Cost Insurance Freight (CIF)** : kepemilikan LNG beralih ke pembeli pada suatu titik pada perjalanan antara terminal pengiriman ke terminal penerimaan. Penjual bertanggungjawab atas pengiriman LNG dan harga penjual termasuk di dalamnya asuransi dan biaya transportasi.
3. **Delivered Ex Ship (DES)** : kepemilikan LNG beralih ke pembeli di terminal penerimaan. Penjual bertanggungjawab atas pengiriman LNG dan harga penjualan mencakup asuransi dan biaya transportasi.

Penentuan harga penjualan LNG berbeda pada setiap wilayah maka dengan komparasi yang sama dengan harga jual LNG di *plant* Badak maka dalam penelitian ini menggunakan sistem penjualan yang sama yaitu FOB (*Free On Board*).

2.5 PENGIRIMAN SMALL SCALE LNG DENGAN LNG TRUCK

Pada penelitian ini akan digunakan LNG truk dengan data dari Vendor LNG Truck EKIP Research and Production Company [20] yang dapat dilihat pada Gambar 2.9. Jenis Truk ini Semi-trailer tank untuk menyimpan, mengirim dan mengeluarkan LNG ketempat tujuan, dengan estimasi harga \$ 150.000,00 perbuah. Pada bagian dalam *vessel* terbuat dari baja dan tangki dilengkapi dengan *hatch*, *service lines*, input dan output *pipelines*, *high pressure shutoff fittings* dan instrumentasi pengukur level. Kapasitas dari Truk ini adalah 30 M³ LNG dengan kecepatan tempuh Truk beserta muatan penuh rata-rata 40 Km/Jam.



Gambar 2.9 Gambar Truk EKIP

2.6 TEORI EKONOMI

Teori keekonomian digunakan dalam tesis ini agar dapat mengevaluasi infrastruktur bangunan dengan pendekatan dari sisi profitabilitas karena menyangkut keuntungan yang langsung dapat diterima secara finansial berdasarkan acuan kepada buku karangan Paul E. Degarmo [21]. Terdapat 4 aspek yang dapat digunakan pendekatan keekonomian yaitu NPV (*Net Present Value*), IRR (*Internal Rate of Return*), PBP (*Pay Back Periode*) dan PI (*Profitability Index*).

2.6.1 NPV (*Net Present Value*)

NPV berdasarkan pada konsep keekivalenan nilai dari seluruh arus kas relatif terhadap beberapa dasar atau titik awal dalam waktu yang disebut sebagai sekarang. Artinya, seluruh arus kas masuk dan arus kas keluar diperhitungkan terhadap titik waktu sekarang pada suatu tingkat bunga yang umumnya MARR. Bentuk persamaan NPV :

$$NPV = \sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+i)^t} \dots\dots\dots(2.1)$$

Dengan demikian dapat di jabarkan sebagai berikut :

$$NPV = X_0 + \frac{X_1}{(1+i)} + \frac{X_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{X_N}{(1+i)^N} \dots\dots\dots(2.2)$$

Dimana :

X_t = cash flow tahun ke t

i = suku bunga (*discount rate*)

Makin tinggi tingkat suku bunga dan semakin jauh suatu arus kas terjadi, maka akan semakin rendah NPV-nya. Sepanjang NPV (yaitu kas masuk ekuivalen sekarang dikurangi pengeluaran kas sekarang) lebih besar dari atau sama dengan nol, proyek secara ekonomis dapat diterima; sebaliknya tidak diterima.

2.6.2 IRR (*Internal Rate of Return*)

IRR adalah metode tingkat pengembalian (*rate of return*) yang paling luas digunakan untuk menjalankan analisis ekonomi teknik. Metode ini memberikan solusi untuk tingkat bunga yang menunjukkan persamaan dari nilai ekuivalen dari arus kas masuk (penerimaan dan penghematan) pada nilai ekuivalen arus kas keluar (pembayaran, termasuk biaya investasi)

Dengan menggunakan rumus NPV, IRR adalah $i^{\circ}\%$ yang pada nilai ini

$$\sum_{k=0}^N R_k (P/F, i^{\circ}\%, k) = \sum_{k=0}^N E_k (P/F, i^{\circ}\%, k) \dots\dots\dots(2.3)$$

Untuk R_k = penghasilan atau penghematan netto untuk tahun ke-k.

E_k = pengeluaran netto termasuk tiap biaya investasi untuk tahun ke-k

N = umur proyek

Setelah i' dihitung, nilai ini dibandingkan dengan MARR untuk memeriksa apakah alternatif dapat diterima. Jika $i' \geq \text{MARR}$, alternatif diterima, sebaliknya tidak. Sedangkan MARR (*Minimum Attractive Rate of Return*) adalah bunga bank atau suku pengembalian modal. MARR untuk proyek konstruksi diperkirakan sebesar 10 %.

2.6.3 PBP (*Pay Back Period*)

Periode pengembalian atau *pay back period* dari suatu proyek didefinisikan sebagai waktu yang dibutuhkan agar jumlah penerima sama dengan jumlah investasi/biaya. PBP menunjukkan berapa lama modal investasi dapat kembali. Sehingga PBP dapat dijabarkan sebagai persamaan berikut :

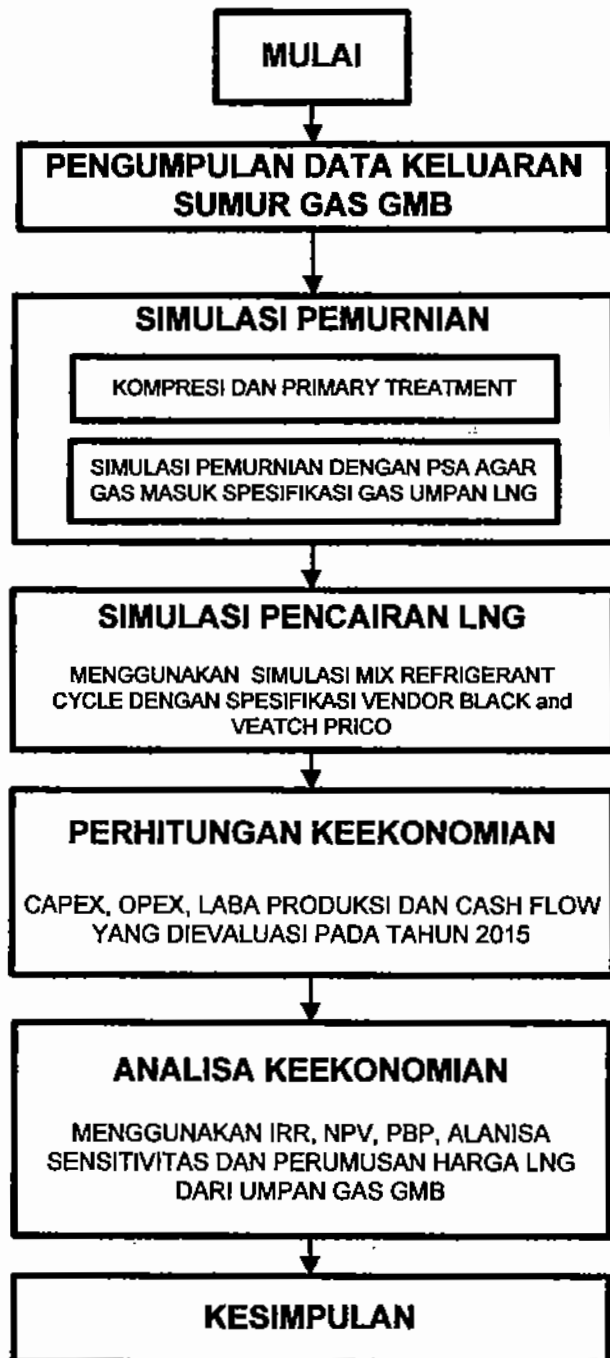
$$\sum_{t=0}^{PBP} X_t = 0 \dots\dots\dots(2.4)$$

Proyek memiliki harga PBP yang makin kecil berarti menaikkan IRR sehingga makin baik suatu proyek dilaksanakan.

BAB III METODE PENELITIAN

3.1 DIAGRAM ALIR PENELITIAN

Diagram blok penelitian yang akan dilakukan dapat digambarkan pada Gambar 3.1 sebagai berikut :



Gambar 3.1 Block Flow Diagram

Penjelasan Block Flow Diagram

1. Tahap pengumpulan data

Penelitian ini dimulai dengan pengumpulan data keluaran sumur gas metana batubara. Setelah data terkumpul maka terjadi proses seleksi dimana hal tersebut berdasarkan keluaran gas dari *wellhead* GMB, seperti yang terlihat pada *Block Flow Diagram*. Proses dapat menentukan jenis pemurnian yang perlu dilakukan untuk menjadikan gas GMB masuk pada spesifikasi LNG.

2. Tahap Simulasi Pemurnian

Pada tahap ini simulasi untuk memurnikan gas GMB agar masuk spesifikasi LNG seperti yang telah dibahas pada bab II, maka digunakan proses pemurnian PSA yang mengacu pada hasil penelitian yang telah dilakukan oleh Wakasugi dengan menggunakan *molecular sieves* 5 A pada tekanan 300 psia dan temperatur sekitar 25 °C.

3. Tahap Simulasi Pencairan LNG

Pada tahap ini simulasi untuk memurnikan LNG menggunakan proses pencairan dengan *single mix refrigerant* yang digunakan pada perusahaan Black and Veatch PRICO dengan pada patent US 6,622,519 B1 oleh Mathias A. James, dkk.

4. Tahap Perhitungan Keekonomian

Setelah tahapan simulasi telah selesai dilakukan maka didapatkan beberapa spesifikasi peralatan yang dapat dihitung besarnya harga dan konsumsi energi, sehingga perhitungan komponen CAPEX dan OPEX dengan mengacu pada harga perkiraan tahun 2015 berdasarkan linierisasi *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 pabrik.

5. Analisa Keekonomian

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 sensitifitas dengan metode *spider chart* dan *tornado chart*. Hasil dari *spider chart* dan *tornado chart* dapat disimulasikan lagi sehingga mendapatkan batasan kelayakan yang dapat dirumuskan menjadi persamaan dengan tujuan menghitung harga jual LNG yang layak.

6. Tahap Kesimpulan

Berisikan hasil perolehan analisa keekonomian pabrik LNG yang didasarkan dari hasil perhitungan dan pembahasan pada tahapan sebelumnya.

3.2. WAKTU PENELITIAN

Proses penelitian yang akan dilaksanakan dan diharapkan dapat selesai dalam waktu tidak lebih dari 6 bulan yang dimulai dari pengumpulan data, simulasi proses LNG, analisa keekonomian hingga penyelesaian laporan tesis. Proses penelitian melibatkan bantuan data dari PPPTMGB LEMIGAS dengan dukungan Bapak Dr. Imam Budiarto Sosrowidjojo sebagai dosen pembimbing II.

3.3. JENIS PENELITIAN

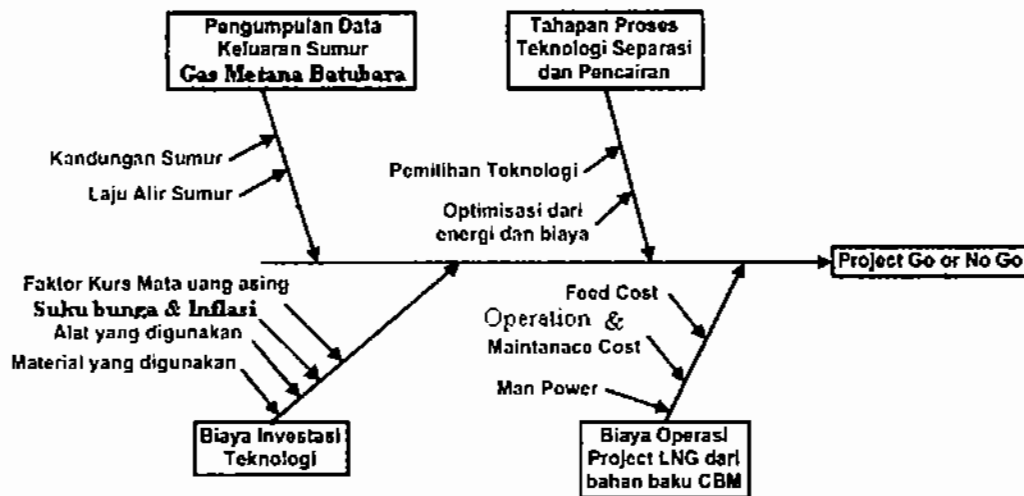
Jenis penelitian ini adalah *Feasibility study* dari LNG berbahan baku Gas Metana Batubara dengan metode simulasi optimisasi dan evaluasi perhitungan keekonomian.

Metode evaluasi perhitungan keekonomian adalah suatu metode penelitian dengan mengambil data dari keluaran hasil simulasi optimisasi yang kemudian diolah menjadi data berupa harga investasi, biaya operasi serta profit hasil penjualan LNG dengan penjualan sistem FOB yang akan digunakan sebagai input

data untuk dimasukkan ke dalam suatu model statistik data menggunakan analisa sensitivitas.

3.4 FAKTOR PENENTU KEBERHASILAN PENELITIAN

Pada penelitian ini memiliki banyak faktor penentu keberhasilan seperti yang dapat dijabarkan pada diagram *fish bone* pada Gambar 3.2 berikut :



Gambar 3.2 Faktor Penentu Keberhasilan Penelitian

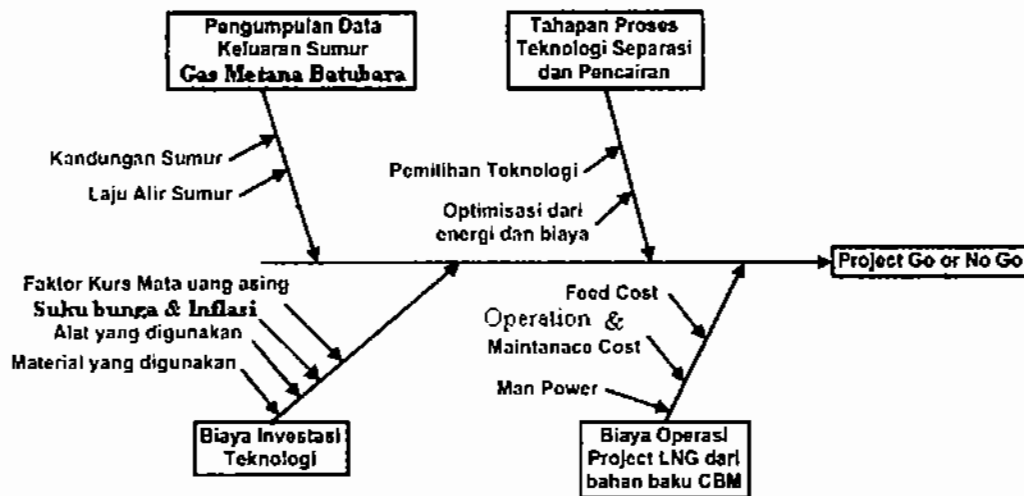
Dari gambar grafik *fish bone* diatas dapat terlihat terdapat 4 faktor utama untuk keberhasilan penelitian yaitu :

1. Pengumpulan Data Keluaran Sumur Gas Metana Batubara
2. Tahapan Proses Teknologi Separasi dan Pencairan
3. Biaya Investasi Teknologi atau CAPEX
4. Biaya Operasi Project LNG dari bahan baku GMB atau OPEX

data untuk dimasukkan ke dalam suatu model statistik data menggunakan analisa sensitivitas.

3.4 FAKTOR PENENTU KEBERHASILAN PENELITIAN

Pada penelitian ini memiliki banyak faktor penentu keberhasilan seperti yang dapat dijabarkan pada diagram *fish bone* pada Gambar 3.2 berikut :



Gambar 3.2 Faktor Penentu Keberhasilan Penelitian

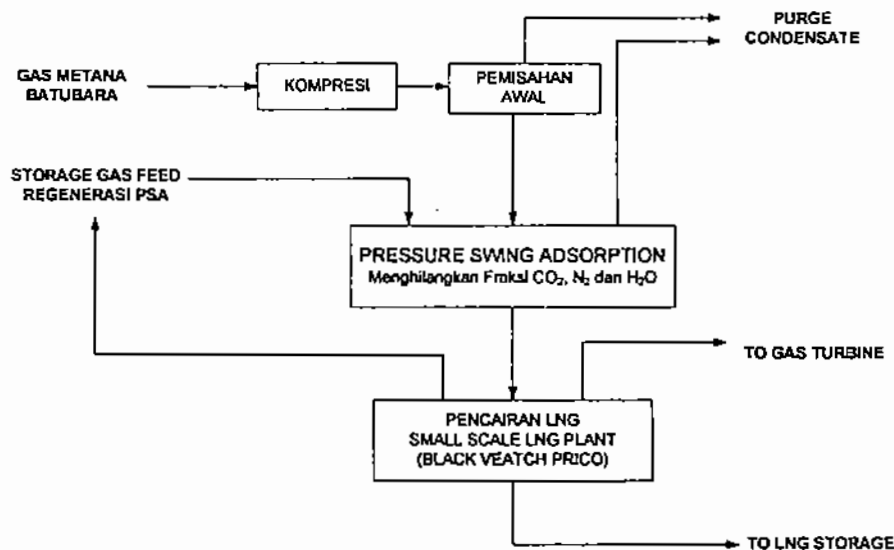
Dari gambar grafik *fish bone* diatas dapat terlihat terdapat 4 faktor utama untuk keberhasilan penelitian yaitu :

1. Pengumpulan Data Keluaran Sumur Gas Metana Batubara
2. Tahapan Proses Teknologi Separasi dan Pencairan
3. Biaya Investasi Teknologi atau CAPEX
4. Biaya Operasi Project LNG dari bahan baku GMB atau OPEX

BAB IV PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

4.1 DISKRIPSI PROSES

Berdasarkan bahasan pada Bab II dimana telah disepakati pemurnian yang akan ditempuh berdasarkan komposisi dan laju alir gas, maka pemurnian menggunakan proses *Pressure Swing Adsorption* dengan data bahan penelitian yang telah dilakukan oleh Wakasugi dkk [15]. Perhitungan PSA dilampirkan pada bagian LAMPIRAN 3 beserta perhitungan regenerasi PSA. Setelah pemurnian selesai maka proses selanjutnya adalah mencairkan gas menggunakan metode pencairan MRC dimana telah banyak referensi yang terkait sehingga dapat diperoleh data dengan prakiraan simulasi terkait dengan neraca massa dapat dilihat pada LAMPIRAN 4. Pada Gambar 4.1 adalah *Block Flow Diagram* proses LNG berbahan baku gas metana batubara tersedia juga pada LAMPIRAN 5, sedangkan P & ID PROSES LNG DARI GMB dilampirkan pada LAMPIRAN 6. Perhitungan Peralatan dapat dilihat pada LAMPIRAN 7.



Gambar 4.1 *Block Flow Diagram* proses LNG berbahan baku GMB

Berdasarkan buku Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia oleh BPMIGAS halaman 116 mengatakan bahwa 12% input gas kilang digunakan sebagai bahan bakar unit pencairan, maka dari gas keluaran pemurnian PSA senilai 940,63

ton/day atau 48,46 MMCFD dibagi menjadi 3 aliran pada lampiran 6 yaitu untuk pembangkit listrik Gas Turbine senilai 12 % yaitu 112,87 ton/day (aliran 7), untuk unit regenerasi PSA yang senilai 6,16 ton/day (aliran 8) dan sisanya untuk dicairkan yang sebesar 821,6 ton/day = 0,299 MTPA (aliran 9).

4.2 NERACA MASSA DAN ENERGI

4.2.1 Neraca Massa Keseluruhan

Pada Tabel 4.1 adalah hasil Neraca Massa Peralatan Utama yang dihasilkan pada pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara.

Tabel 4.1 Neraca Massa Peralatan Utama

Neraca Massa Peralatan Utama			
Aliran masuk	Ton/day	Aliran Keluar	Ton/day
1	1.028,81	5	9,13
		6	79,04
		7	112,87
		8	6,16
		13	821,60
TOTAL	1.028,81	TOTAL	1.028,80

Pada Neraca Massa terlihat aliran masuk 1 adalah bahan GMB yang akan di proses sedangkan aliran keluar 5 adalah kondensat hasil keluaran berupa air yang ikut mencair selama proses kompresi terjadi. Aliran 6 adalah jumlah gas yang terserap oleh unit PSA sebelum dilakukan *back wash*, aliran 7 adalah aliran yang digunakan sebagai bahan bakar gas turbin yang menghasilkan listrik sebesar 44 MWH , aliran 8 adalah gas yang akan digunakan sebagai gas regenerasi PSA dan aliran 13 adalah aliran produk keluaran berupa LNG.

4.2.2 Neraca Energi

Tabel 4.2 adalah Tabel Neraca Energi menunjukkan kesetimbangan antara energi yang dibutuhkan dan energi yang dihasilkan selama berjalannya proses produksi. Selain untuk mengetahui kebutuhan energi pada suatu proses, perhitungan neraca energi ini juga sangat penting untuk memperoleh energi yang

diperlukan sehingga dapat dipakai sebagai masukan terhadap beban operasi atau OPEX, hal ini karena pada pabrik LNG keseluruhan operasi ditentukan oleh peralatan teknik yang membutuhkan listrik sebagai tenaga penggerak sedangkan Gas Turbine menyuplai 44 MWH listrik untuk kebutuhan pabrik sehingga didapat total penggunaan operasi listrik. Pada Tabel 4.2 kebutuhan listrik *Gas Turbine* menjadi negatif yang berarti penyuplaian listrik yang keluar dari *Gas Turbine* untuk kebutuhan listrik pabrik. Penggunaan Gas Turbin sebagai pembangkit listrik karena pembagian hasil keluaran dari GMB yang telah melewati unit PSA sebanyak 12 % yaitu 112.87 ton/day (aliran 7) dengan perhitungan pada LAMPIRAN 7.

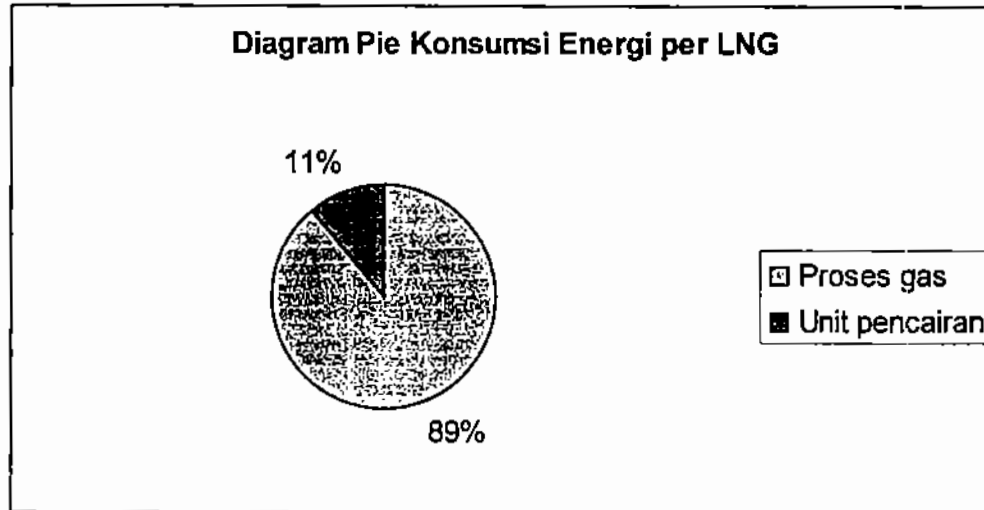
Tabel 4.2 Neraca Energi Proses LNG GMB

Neraca Energi Peralatan Utama			
ENERGI MASUK	KW/day	ENERGI KELUAR	KW/day
GT-101	1.056.000,00	K-101	67.176,00
		K-102	38.324,00
		K-103	13.803,00
		H-101	3.816,00
TOTAL	1.056.000,00	TOTAL	123.118,00

Seperti yang terlihat pada tabel diatas maka pengurangan dari energi masuk dan energi keluar menghasilkan kelebihan tenaga listrik sebesar 932.881,2 KW/day = 38.870 KWH yang dapat digunakan untuk kebutuhan listrik pabrik seperti perkantoran dan utilitas pendukung. Hasil yang diperoleh menunjukkan konversi gas ke fasa cair yaitu sebesar 149,85 KW/ton day LNG, dimana pembagiannya adalah untuk proses gas kompresor K-101, K-102 dan heater H-101 menjadi 133,04 KW/ton day LNG dan pada unit pencairan dengan kompresor K-103 menjadi 16,8 KW/ton day LNG. Pada Tabel 4.3 dijabarkan persentase kebutuhan energi listrik pabrik, sehingga didapat grafik pada Gambar 4.2 adalah persentase kebutuhan energi pabrik LNG dimana Proses Gas membutuhkan porsi energi yang paling besar yang mencapai 89 % kebutuhan energi.

Tabel 4.3 Persentase Kebutuhan Listrik Pabrik

KOMPONEN UNIT	KW/ton day
Proses gas	133,04
Unit pencairan	16,8
Total	149,84



Gambar 4.2 Diagram Pie Persentase Konsumsi Energi per LNG

4.3 KOMPONEN BIAYA CAPEX

Pada komponen biaya CAPEX menurut Peters. Max.S & Timmerhaue Klaus. D. [22] 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 Lahan (*Yard Improvements*)

2. *Indirect costs* (Biaya TakLangsung)

- Biaya Tak Terduga
- Biaya Kontraktor
- Biaya *Engineering*, Supervisi dan *Start Up*

4.3.1 DIRECT COST

4.3.1.1 Menghitung *Total Bare Modul*

Adalah hasil penjumlahan peralatan proses, *storage*, *gas turbine*, pipanisasi, instrumentasi dan kontrol. Berikut adalah penjabarannya :

4.3.1.1.1 Komponen Peralatan Proses

Proses pencairan gas alam didalam kilang LNG dari CBM, dibagi menjadi dua tahap proses utama yaitu proses 1 (proses pemurnian gas) dan proses 2 (proses pencairan gas) serta tangki penyimpanan bahan pembantu. Beberapa perhitungan alat tersedia pada LAMPIRAN 7 sehingga didapatkan rangkuman hasil peralatan berserta harga yang akan dibeli, dimana dijabarkan dalam *Chemical Engineering Index* (CEI) yang merupakan inflasi harga kebutuhan material pendirian pabrik kimia. Peralatan dengan hasil perhitungan CEI 394 adalah index peralatan yang terjadi pada tahun 2000 dan CEI 440,36 adalah pada tahun 2008, serta perhitungan berdasarkan simulasi Hysys 3.1 dan untuk PSA perhitungan secara manual menggunakan literatur Wakasugi dkk. [15], sedangkan untuk komponen harga menggunakan literatur data perusahaan yang serupa seperti Padang LNG *Project* [4] dan dari *scaling data* terkait ataupun menggunakan software CAPCOST sehingga didapat Tabel 4.4 beberapa data peralatan proses utama yang didapat pada LAMPIRAN 7.

Tabel 4.4 Hasil Perhitungan Peralatan Proses

No.	JENIS	CEI	HARGA
			PADA CEI TERSEBUT
1	K-101	394	\$ 170.906,00
2	E-101	394	\$ 37.919,00
3	T-101	394	\$ 319.118,00
4	T-102 – T-117	394	\$ 1.360.074,97
5	H-101	435,3	\$ 69.233,00
6	K-102	394	\$ 198.858,00
7	E-102	394	\$ 37.919,00
8	LNG HE-1	435,3	\$ 1.777.164,14
9	K-103	435,3	\$ 120.706,00
10	E-103	394	\$ 37.919,00

4.3.1.1.2 Biaya *Storage* dan *Gas Turbine*

Sesuai dengan diagram alir pada penelitian ini terdapat 2 macam tangki *storage* penyimpanan yaitu *storage* untuk LNG *storage* dan *storage* untuk *gas feed* regenerasi. Perhitungan tentang *Storage* terlampir pada lampiran dengan perhitungan menggunakan buku Sieder [23] dan referensi yang terkait, sehingga didapat data Tabel 4.5 hasil perhitungan *Biaya Storage dan Gas Turbine* dari perhitungan pada LAMPIRAN 7.

Tabel 4.5 Hasil Perhitungan Biaya *Storage* dan *Gas Turbine*

No.	JENIS	CEI	HARGA
			PADA CEI TERSEBUT
1	TK-101	430,24	\$ 1.899.646,20
2	TK-102	394	\$ 116.560,71
3	GT-101	475,76	\$ 75.246.062,76

4.3.1.1.3 Penentuan *Chemical Engineering Index* Tahun 2015

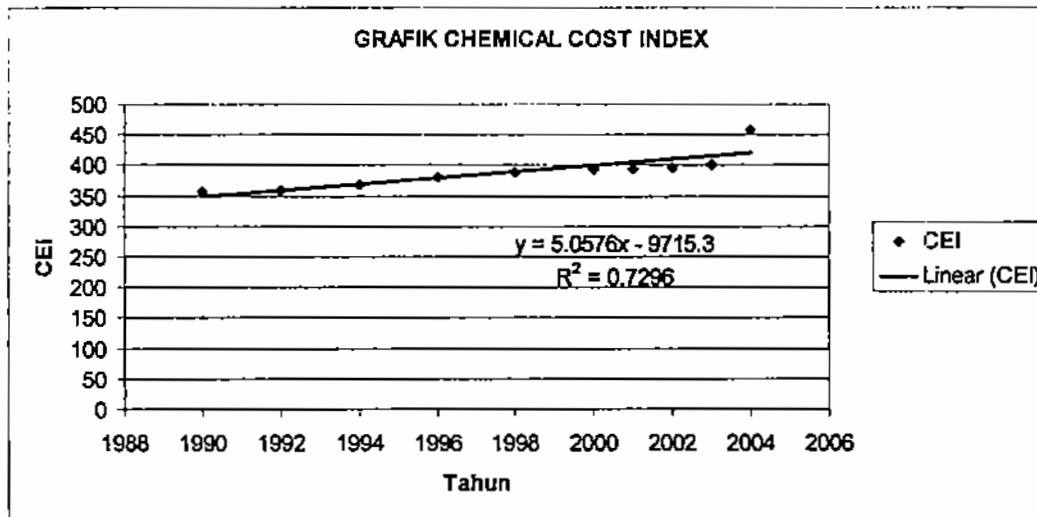
Dari data CEI terdahulu didapat tabel data CEI tahun terdahulu dari buku Perry's *Chemical Engineers Handbook* hal 9-13 Tabel 9-9 [24], dijabarkan dalam Tabel 4.6.

Tabel 4.6 Data *Chemical Engineering Index*

Tahun	CEI
X	Y
1990	357,6
1992	358,2
1994	368,1
1996	381,7
1998	389,5
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	457,4

Sehingga bila kita plotkan menjadi :

Gambar 4.3 Perkiraan Linier *CHEMICAL ENGINEERING INDEX*



Gambar 4.3 menunjukkan garis linier sebagai patokan perubahan harga *Chemical cost index*, sehingga dapat diramalkan harga pada tahun berikutnya.

Dengan rumus $CEI = 5,05 \times \text{tahun} - 9.715,3$ (4.1)

Berdasarkan rumus 4.1 pada tahun 2015 didapat nominal $CEI = 475,76$

Sehingga diperoleh harga untuk peralatan proses, storage dan menjadi seperti yang ditampilkan pada Tabel 4.7 sebagai berikut :

Tabel 4.7 Hasil Perkiraan Harga Tahun 2015

No.	JENIS	CEI	HARGA	
			PADA CEI TERSEBUT	PADA tahun 2015
1	K-101	394	\$ 170.906,00	\$ 206.371,16
2	E-101	394	\$ 37.919,00	\$ 45.787,67
3	T-101	394	\$ 319.118,00	\$ 385.339,03
4	T-102 - T-117	394	\$ 1.360.074,97	\$ 1.642.307,79
5	H-101	435,3	\$ 69.233,00	\$ 75.668,03
6	K-102	394	\$ 198.858,00	\$ 240.123,56
7	E-102	394	\$ 37.919,00	\$ 45.787,67
8	LNG HE-1	435,3	\$ 1.777.164,14	\$ 1.942.346,91
9	K-103	435,3	\$ 120.706,00	\$ 131.925,31
10	E-103	394	\$ 37.919,00	\$ 45.787,67
11	TK-101	430,24	\$ 1.899.646,20	\$ 2.100.631,45
12	TK-102	394	\$ 116.560,71	\$ 140.748,54
13	GT-101	475,76	\$ 75.246.062,76	\$ 75.246.062,76
14	ADSORBENT	440,36	\$ 1.342.496,47	\$ 1.450.418,11
15	PIPA, INSTRUMENTASI & CONTROL	475,76		\$ 3.333.011,37
TOTAL BARE MODUL				\$ 87.032.317,04

Biaya Untuk PIPA, INSTRUMENTASI & KONTROL diasumsikan sebesar 28% dari total pembelian peralatan utama sebesar 40% menurut buku Peters. Max.S & Timmerhause Klaus. D [22]. Sehingga didapat *Total Bare Modul* sebesar : $C_{TBM} = \$ 87.032.317,04$

Keterangan : Perkiraan biaya C_{TBM} ini sekitar 60 % dari semua CAPEX.

4.3.1.2 Biaya Pembelian Lahan

Biaya yang diperlukan untuk lahan pabrik dengan luas 25 ha dengan harga \$ 60 per meter persegi dengan perhitungan lahan diperkirakan pada tanah pinggir jalan raya di letak wilayah Rambutan dan berupa perhutanan yang dimiliki oleh penduduk maka harga perkiraan sekitar \$ 60,00/m² NJOP (Nilai Jual Obyek Pajak).

$$C_{land} = \$60 \times 250.000m^2 = \$ 15.000.000,00$$

4.3.1.3 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 *plant* / $C_{building}$ dengan alokasi sebesar 10 % dari Total CAPEX.

$$\text{Service Facilities } (C_{SF}) = 10\% / 60\% C_{TBM} = \$ 14.505.386,17$$

4.3.1.4 Biaya Pengembangan Lahan (*Yard Improvements*)

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

$$C_{YI} = 2\% / 60\% C_{TBM} = \$ 2.901.077,23$$

$$\text{Sehingga Total Direct Cost} = \$ 119.438.780,45$$

4.3.2 INDIRECT COST

4.3.2.1 Biaya Tak Terduga

Biaya tak Terduga ($C_{contingency}$) = (10% / 60%) C_{TBM} atau
10% dari total CAPEX = \$ 14.505.386,17

4.3.2.2 Biaya Kontraktor

Biaya Kontraktor C_{con} = (6% / 60%) C_{TBM} atau
6% dari total CAPEX = \$ 8.703.231,70

4.3.2.3 Biaya *Engineering*, Supervisi dan *Start Up*

Biaya *Engineering*, Supervisi dan *Start Up* = (10% / 60%) C_{TBM}
Atau 10% dari total CAPEX = \$ 14.505.386,17

Sehingga *Total Indirect Cost* = \$ 37.714.004,05

4.3.3 TOTAL CAPEX

$$\begin{aligned} \text{TOTAL CAPEX} &= \text{Direct Cost} + \text{Indirect Cost} \dots\dots\dots(4.2) \\ &= \$ 119.438.780,45 + \$ 37.714.004,05 \\ &= \$ 157.152.784,50 \end{aligned}$$

Analisa CAPEX dari Total CAPEX sebesar = \$ 157.152.784,50
memiliki keluaran LNG sebesar 821,6 ton/day = 0,299 MTA

Sehingga perbandingan biaya CAPEX per produksi LNG menjadi :
\$157,15 MM : 0,299 MTA = \$ 524,03 MM/MTA. Hasil sebesar \$ 524,03
MM/MTA bila dibandingkan dengan data grafik pada buku Chandra Vivek [26]
hal. 58 dimana normalnya CAPEX LNG *base load* tahun 2004 berada diatas \$
300 MM/MTA. Pada perbandingan harga ini dapat diketahui bahwa *small scale*
LNG *plant* memiliki perbandingan CAPEX dengan produksi yang lebih besar dari
pada *base load* LNG *plant* sehingga dapat dikatakan perhitungan CAPEX benar
secara pendekatan harga pabrik sebenarnya.

4.4 KOMPONEN BIAYA OPEX

Biaya OPEX terdiri dari biaya bahan langsung dan utilitas, biaya tenaga kerja dan peralatan Perkantoran, asuransi, serta beban pemasaran dan administrasi. Harga Estimasi ini sesuai dengan perkiraan buku Sieder dan perkiraan pasar.

4.4.1 Biaya Bahan Langsung dan Utilitas

Harga dasar biaya bahan langsung dan utilitas berdasarkan tahun 2015 dan harga listrik perkiraan menurut prediksi sekitar 0,07 USD/KWH berdasarkan penarikan linier dari tahun sekarang 434 rupiah/KWH (Tarif Dasar Listrik 2008) [24]. Listrik sebesar Berikut adalah perincian Biaya bahan langsung dan utilitas yang tertera pada Tabel 4.8.

Tabel 4.8 Biaya Bahan Langsung dan Utilitas

Bahan Baku	Jumlah/batch	Harga/jml	Total/tahun (\$)
Adsorbent	426.189,34 Kg	3,4 USD/Kg (tahun2015)	483.014,59
Biaya operasi Gas Turbin			5.080.000,00
TOTAL			5.563.014,59

Keterangan : Umur Pakai Adsorbent 3 tahun referensi GAScheme sehingga harga dibagi 3/tahun

4.4.2 Biaya Tenaga Kerja & Peralatan Perkantoran

Tabel 4.9 menunjukkan perkiraan biaya tenaga kerja dan peralatan perkantoran.

Tabel 4.9 Biaya Tenaga Kerja & Peralatan Perkantoran

Jenis	Jumlah	Gaji/bulan	(Upah Makan+transport) /bulan	Total/tahun USD
Operator	10	500	100	72.000,00
Buruh	15	400	100	90.000,00
Ahli Teknik	10	900	100	120.000,00
Tenaga LAB	7	500	100	50.400,00
Koki	4	300	100	19.200,00
Satpam	10	300	100	48.000,00
Supir	5	300	100	24.000,00
Sekretaris	3	300	100	14.400,00
Kuangan	5	500	100	36.000,00
HRD	3	500	100	21.600,00
Janitor	5	250	100	21.000,00
Marketing	3	500	100	21.600,00
Peralatan kantor & PPE				15.000,00
TOTAL	80			553.200,00

Keterangan : Biaya Tenaga Kerja diperkirakan hanya pada *onshore* dan kenaikan 2% pertahun sehingga didapat prakiraan gaji karyawan tahun 2015.

4.4.3 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* [25] senilai 2% dari investasi peralatan proses.

2. Asuransi Gedung

Berdasarkan data dari AIG (*American Insurance Group*) [25] senilai 1/mil dari total nilai gedung.

3. Asuransi Kesehatan Karyawan

Asuransi ini ditanggung oleh karyawan sendiri.

Sehingga diperoleh Tabel 4.10 perincian biaya asuransi sebagai berikut :

Tabel 4.10 Biaya Asuransi

Jenis	Harga	Nominal	Harga/tahun
Asuransi Peralatan	\$ 87.032.317,04	2%	\$1.740.646,34
Bangunan	\$ 14.505.386,17	0,10%	\$14.505,39
TOTAL/tahun			\$1.755.151,73

4.4.4 Biaya Beban Pemasaran dan Administrasi

Jenis biaya ini diperkirakan sebesar 30 Juta Rupiah/tahun atau senilai dengan \$ 3.000,00/tahun, hal ini dikarenakan penjualan gas bersifat kontrak sehingga biaya beban ini sangatlah kecil dan dapat dilimitasi.

4.4.5 TOTAL OPEX

TOTAL OPEX = bahan langsung dan utilitas + biaya tenaga kerja dan peralatan Perkantoran + asuransi + beban pemasaran dan administrasi.....(4.3)

TOTAL OPEX = \$ 7.874.366,31 /tahun

Harga OPEX ini bila dikonversi dengan produksi LNG = 0,299 MTA, maka LNG OPEX cost = \$ 26,33 MM/MTA = \$ 0,54 / MMBTU. Pada perhitungan Bob

Shively & John Ferrare [17] yang OPEX bernilai \$ 0.2 / MMBTU (merupakan biaya operasi pencairan tanpa proses pemurnian), sehingga harga OPEX pabrik ini jauh diatas rata-rata pendirian pabrik LNG karena OPEX menyangkut proses pemurnian gas (proses gas) sehingga dapat dikatakan perhitungan operasi mendekati perhitungan *baseload*.

4.5 HARGA BELI GAS GMB DAN HARGA JUAL PRODUK

Harga dasar pembelian GMB adalah sebesar \$ 3 /MMBTU sedangkan harga jual produk sebesar \$ 8 /MMBTU merupakan harga yang ditawarkan perusahaan kepada konsumen melalui jalan penjualan *Free On Board* (FOB) dimana harga kisaran tergantung keuntungan dari kontrak jual gas LNG, sehingga dapat dilihat pada Tabel 4.11 sebagai berikut :

Tabel 4.11 Harga Beli GMB dan Harga Jual Produk LNG

Harga Beli Gas GMB	3	/MMBTU
Flow GMB	2065	MMBTU/hr
Harga Beli GMB	\$54.268.200,00	/tahun
Harga Jual Produk LNG	8	/MMBTU
Flow LNG	1760	MMBTU/hr
Harga Jual gas LNG	\$123.340.800,00	/tahun

4.6 DEPRESIASI

Depresiasi untuk peralatan mengacu pada buku Peters & Timmerhaus hal 271 [22] dan depersiasi 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 yang lain digunakan agar dapat menekan pajak dan mendekati keekonomian [21]. Sehingga didapat harga depresiasi pada Tabel 4.12.

Tabel 4.12 Data Depresiasi

No.	JENIS	HARGA		Umur	Harga Sisa	
		PADA tahun 2015			(salvage value)	Depresiasi/tl
1	K-101	\$ 206.371,16		5	\$ 41.274,23	\$ 33.019,39
2	E-101	\$ 45.787,67		10	\$ 9.157,53	\$ 3.663,01
3	T-101	\$ 385.339,03		20	\$ 77.067,81	\$ 15.413,56
4	T-102 – T-117	\$ 1.642.307,79		20	\$ 328.461,56	\$ 65.692,31
5	H-101	\$ 75.668,03		5	\$ 15.133,61	\$ 12.106,88
6	K-102	\$ 240.123,56		10	\$ 48.024,71	\$ 19.209,88
7	E-102	\$ 45.787,67		5	\$ 9.157,53	\$ 7.326,03
8	LNG HE-1	\$ 1.942.346,91		10	\$ 388.469,38	\$ 155.387,75
9	K-103	\$ 131.925,31		5	\$ 26.385,06	\$ 21.108,05
10	E-103	\$ 45.787,67		5	\$ 9.157,53	\$ 7.326,03
11	TK-101	\$ 2.100.631,45		10	\$ 420.126,29	\$ 198.050,52
12	TK-102	\$ 140.748,54		10	\$ 28.149,71	\$ 11.259,88
13	GT-101	\$ 75.246.062,76		20	\$ 15.049.212,55	\$ 3.009.842,51
14	PIPA, INSTRUMENTASI & CONTROL	\$ 3.333.011,37		20	\$ 666.602,27	\$ 133.320,45
15	Bangunan	\$ 14.505.386		20	\$ 2.901.077,23	\$ 580.215,45
TOTAL					\$ 20.017.457,02	\$ 4.242.941,71

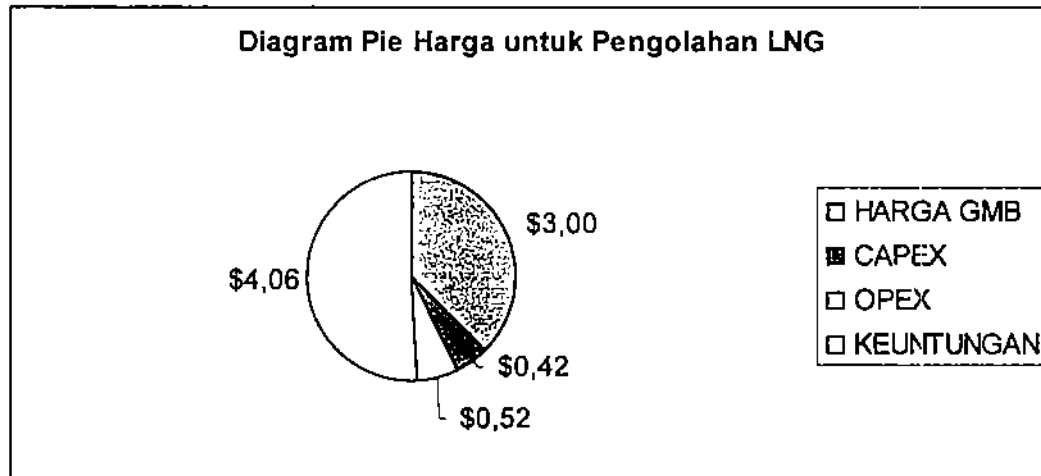
Pada data depresiasi diatas didapatkan pengurangan CAPEX pertahunnya dengan produksi LNG sebesar = 0,299 MTA, maka :

$$\begin{aligned} \text{LNG CAPEX cost} &= \text{depresiasi/tahun} + \text{Total Indirect Cost}/20 \text{ tahun} \dots\dots\dots(4.4) \\ &= \$ 4.242.941,71 / \text{tahun} + \$ 37.714.004,05 / 20 \text{ tahun} \\ &= \$ 6.128.641,90/ \text{tahun} \end{aligned}$$

Total Indirect Cost adalah biaya keluar yang habis tidak bersisa pada awal pendirian pabrik sehingga LNG CAPEX per produksi LNG = \$ 20,5 MM/MTA = \$ 0,42/MMBTU. Pada perhitungan base load CAPEX LNG menurut Shively & John Ferrare [17] sekitar \$ 0,75/MMBTU dengan perkiraan untuk kilang *small scale LNG* adalah 30% lebih rendah dari pada baseload yang menurut buku BP MIGAS [17], sehingga menjadi \$ 0,52/MMBTU sehingga dengan CAPEX senilai \$ 0,42/MMBTU dapat dikatakan mendekati keekonomian pabrik LNG. Pada perhitungan didapat Tabel 4.13 Ringkasan harga pengolahan LNG dan Gambar 4.4 adalah gambar diagram pie harga untuk pengolahan LNG.

Tabel 4.13 Ringkasan Harga Pengolahan LNG

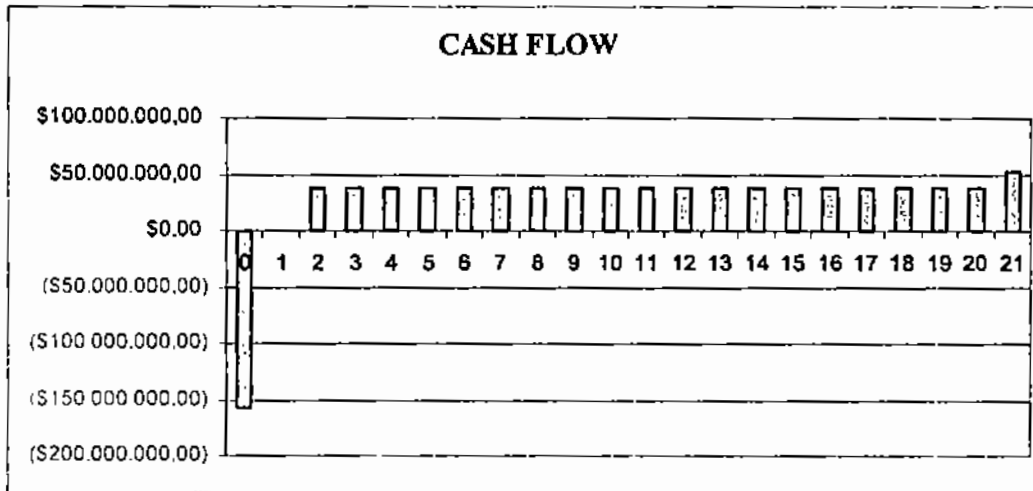
KOMPONEN BIAYA	\$/MMBTU
HARGA GMB	3,00
CAPEX	0,42
OPEX	0,52
KEUNTUNGAN	4,06
HARGA LNG	8,00



Gambar 4.4 Diagram Pie Harga untuk Pengolahan LNG

4.7 CASH FLOW

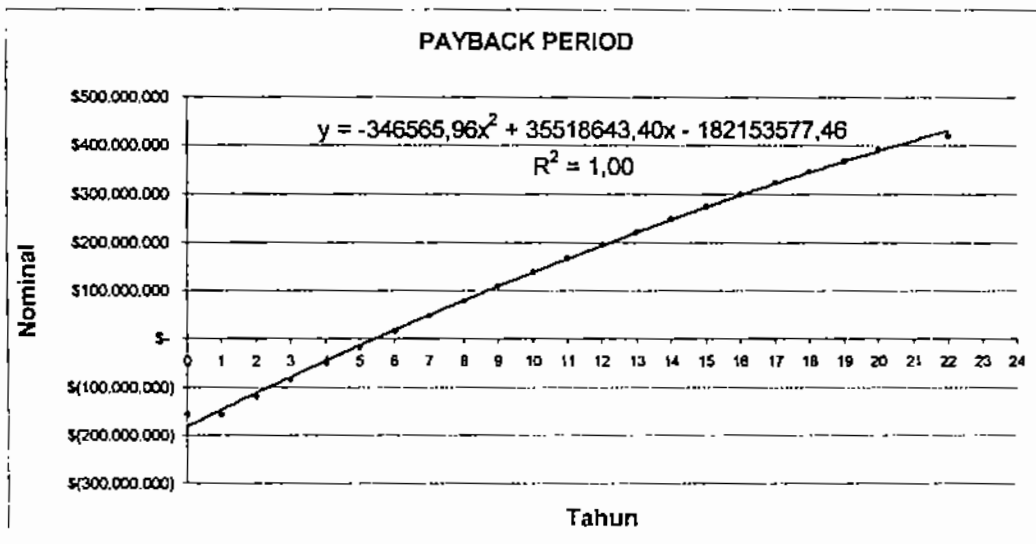
Didasarkan pada perhitungan CAPEX, OPEX serta depresiasi yang telah dijelaskan sebelumnya, maka dapat dibuat aliran kas masuk dan keluar selama pabrik ini berjalan. *Equity* pada pabrik ini dianggap 100% modal sendiri sehingga perhitungan keekonomian *interest* yang ada hanya inflasi kenaikan harga pertahun saja sebesar $i = 2,8\%$ dari Financial Trend Forecaster® [27] serta telah mengalami pengurangan pajak sebesar 30% untuk usaha migas dari peraturan PPH No. 22 [28]. Aliran kas tersebut dapat ditunjukkan pada Gambar 4.5.



Gambar 4.5 Gambar *Cash Flow* Keekonomian LNG berbahan baku GMB

Hasil Perhitungan *Cash Flow* yang lengkap dilampirkan pada file : CASHFLOW.xls. Pada harga yang standar ini didapat IRR sebesar 24,34% sehingga dapat dikatakan layak untuk dibangun pada tahun tersebut bila harga bahan baku gas metana batubara senilai \$ 3 /MMBTU sedangkan harga jual produk LNG \$ 8 /MMBTU. Harga NPV atau nilai total tahun 2015 didapat sebesar \$ 438.031.452,06.

Payback period selama 5,49 tahun dari mulai masa konstruksi atau 3,49 tahun setelah pabrik beroperasi. Gambar 4.6 memperlihatkan grafik keuntungan terhadap waktu yang juga menunjukkan harga *Payback period* yang diperoleh.



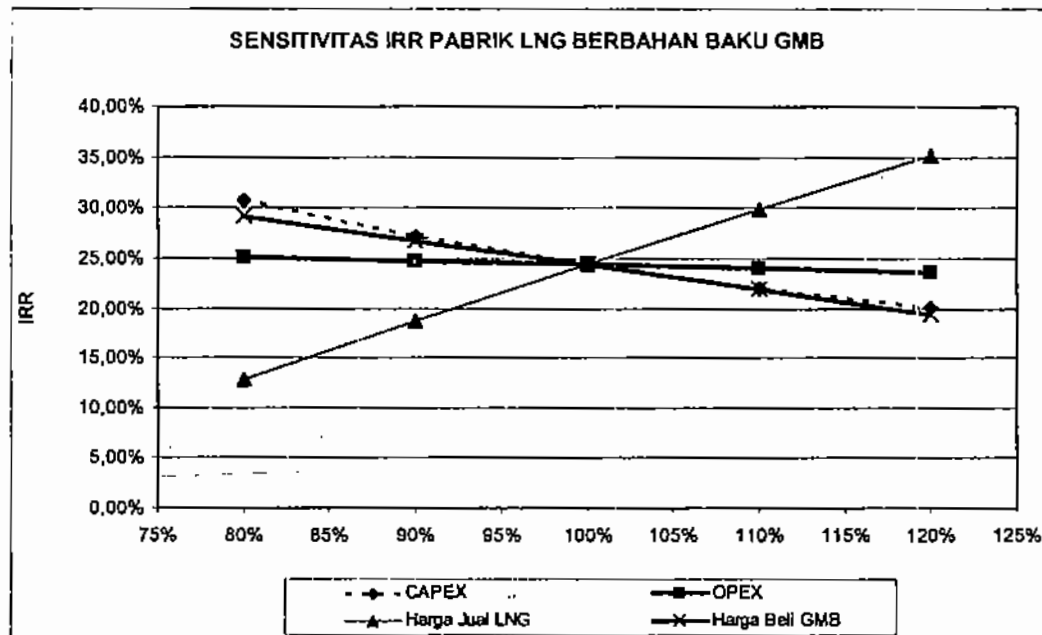
Gambar 4.6 Payback period pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara

Gambar 4.6 mengikuti persamaan pangkat 2 sebagai berikut :

$$\text{Keuntungan} = -346565,96(\text{tahun})^2 + 35518643,40(\text{tahun}) - 182153577,46 \dots (4.5)$$

4.8 ANALISIS SENSITIVITAS

Dari hasil simulasi *cash flow* dengan rentang perubahan -20%, -10%, -5%, 0%, 5% 10% dan 20% terhadap CAPEX, OPEX, dan Harga Jual LNG didapat sensitifitas *spider chart* untuk perubahan IRR sebagaimana pada Gambar 4.7.



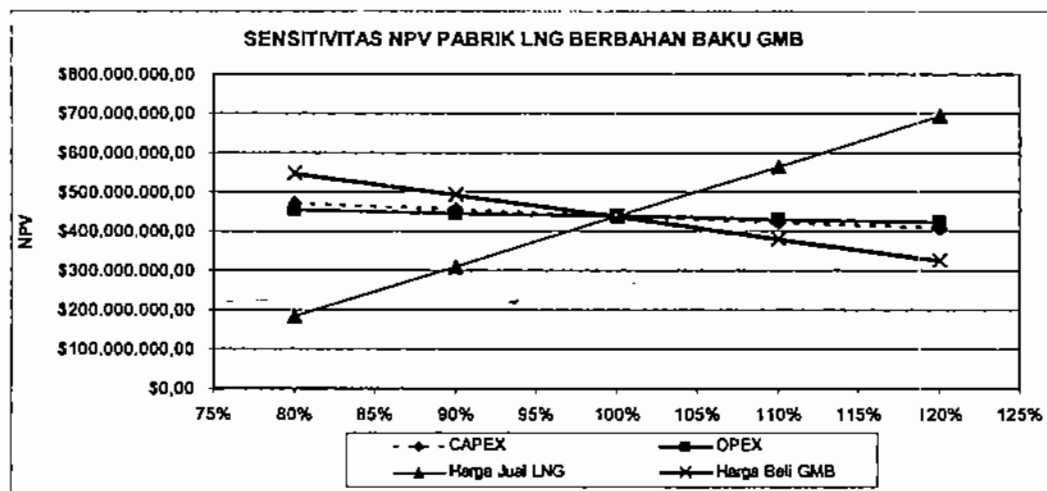
Gambar 4.7 Sensitivitas *spider chart* IRR pabrik LNG berbahan baku GMB

Dari hasil grafik sensitifitas *spider chart* IRR tersebut didapat bahwa IRR harga jual LNG akan naik sejalan dengan kenaikan persentase perubahan serta untuk parameter CAPEX, OPEX dan harga beli GMB akan turun sejalan dengan kenaikan persentase perubahan. Pada harga jual LNG, kenaikan 10 % akan mengakibatkan kenaikan IRR sebesar 5,48 % sehingga didapat kemiringan sebesar $\tan \alpha = 5,48 \% / 10 \% = 0,54$ atau $\alpha = 28,72^\circ$. Pada nilai OPEX, penurunan 10 % OPEX akan mengakibatkan kenaikan 0,35 % sehingga didapat kemiringan sebesar $\tan \alpha = 0,35 \% / 10 \% = 0,035$ atau $\alpha = 2^\circ$. Pada nilai CAPEX, penurunan 10 % CAPEX akan mengakibatkan kenaikan 2,34 %

sehingga didapat kemiringan sebesar $\tan \alpha = 2,34 \% / 10 \% = 0,23$ atau $\alpha = 13,17^\circ$. Pada harga beli GMB, penurunan 10 % CAPEX akan mengakibatkan kenaikan 2,45 % sehingga didapat kemiringan sebesar $\tan \alpha = 2,45 \% / 10 \% = 0,24$ atau $\alpha = 13,76^\circ$.

Dari kemiringan ini dapat terlihat perbandingan parameter harga jual LNG adalah yang paling berpengaruh besar terhadap tingkat perubahan IRR karena memiliki harga α yang paling besar pada kenaikan persentase bersamaan dengan kenaikan IRR dan parameter harga beli GMB adalah parameter penting kedua setelah harga jual LNG, dimana kenaikan persentase harga beli GMB mengakibatkan penurunan IRR.

Hasil simulasi *cash flow* dengan rentang perubahan -20%, -10%, -5%, 0%, 5% 10% dan 20% terhadap CAPEX, OPEX, dan Harga Jual LNG juga dapat diperoleh sensitivitas *spider chart* untuk perubahan NPV sebagaimana terlihat pada Gambar 4.8.

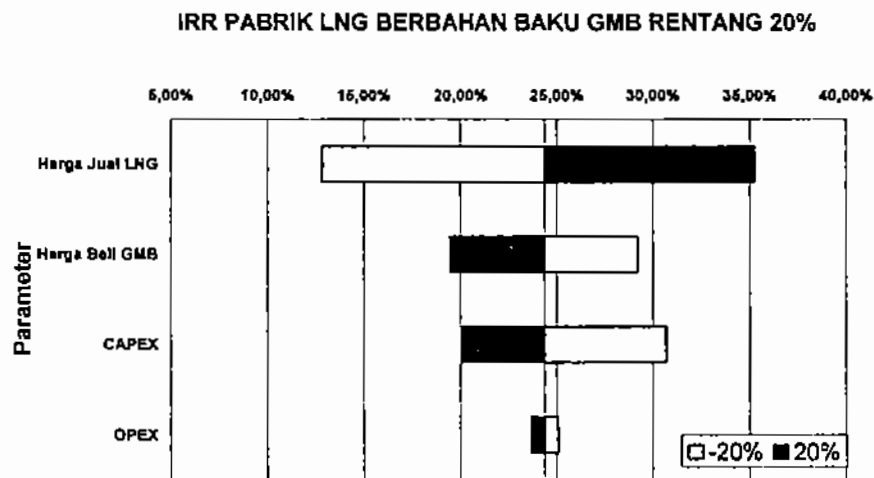


Gambar 4.8 Sensitivitas *spider chart* NPV pabrik LNG berbahan baku GMB

Pada Gambar 4.8 bila kita lihat keempat parameter uji tidak akan mengakibatkan NPV bernilai negatif sehingga dapat dikatakan layak untuk dilaksanakan pendirian pabrik dan kesensitivitasan tertinggi masih dipegang oleh harga jual LNG dengan kemiringan paling besar.

Perbandingan sensitivitas dengan menggunakan *spider chart* agak susah untuk melihat perbandingan antar parameter, sehingga ketiga parameter di atas

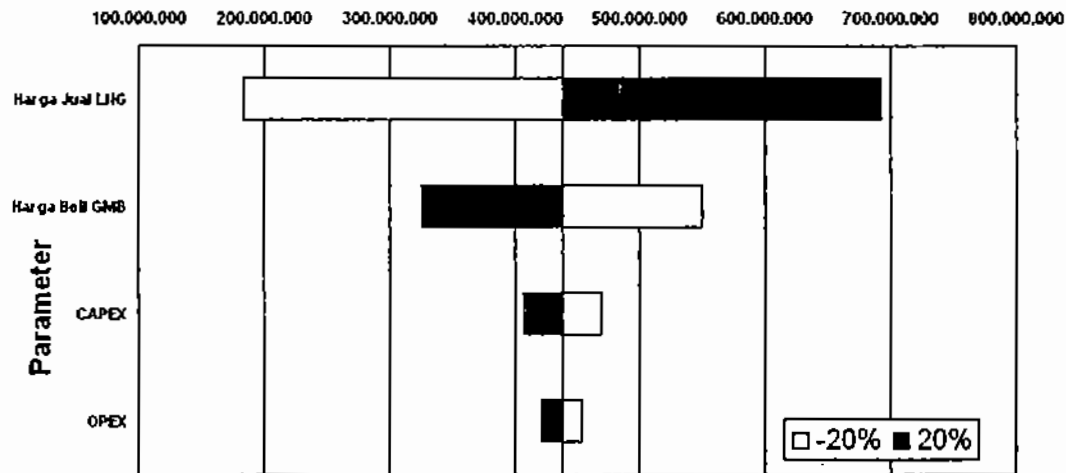
akan diuji lagi menggunakan grafik tornado yang ditunjukkan pada Gambar.4.9 – 4.10.



Gambar 4.9 *Tornado chart* IRR pabrik LNG berbahan baku GMB dengan rentang perubahan 20%

Gambar 4.9 menunjukkan *tornado chart* yang menggambarkan perubahan IRR dengan rentang 20% perubahan terhadap harga jual LNG, harga beli GMB, OPEX, dan CAPEX. Panjangnya grafik pada gambar tersebut menunjukkan tingkat sensitivitas dari parameter yang diuji. Terlihat pada grafik bahwa parameter harga jual adalah parameter bernilai IRR positif bila terjadi kenaikan persentase dan sekaligus parameter terpanjang dari keseluruhan parameter dengan rentang harga sebesar 22,43%, sedangkan parameter harga beli GMB, CAPEX dan OPEX bernilai IRR negatif bila mengalami kenaikan persentase perubahan. Pada harga beli GMB memiliki rentang harga 9,76%, pada CAPEX memiliki rentang harga 10,64%, pada OPEX memiliki rentang harga 1,41%. Gambar 4.9 menunjukkan *tornado chart* yang menggambarkan perubahan NPV terhadap harga jual LNG, OPEX dan CAPEX

NPV PABRIK LNG BERBAHAN BAKU GMB RENTANG 20%



Gambar 4.10 Sensitifitas *tornado chart* NPV pabrik LNG berbahan baku gas metana batubara.

Pada Gambar 4.10 menunjukkan pengaruh terbesar perubahan 20% terhadap NPV dimana harga jual memiliki perubahan yang paling besar dan bernilai IRR positif dengan rentang perubahan harga sebesar \$ 508.774.633,28. parameter harga beli GMB, CAPEX dan OPEX bernilai IRR negatif bila mengalami kenaikan persentase perubahan. Pada Harga beli GMB memiliki rentang harga \$ 223.853.611,73, pada CAPEX memiliki rentang harga \$ 62.861.113,80, pada OPEX memiliki rentang harga \$ 32.481.367,34. Pengaruh terbesar akan kesuksesan pabrik ini tergantung pada harga jual LNG sehingga perlu dibahas tentang kelayakan harga jual LNG berdasarkan harga beli gas metana batubara.

4.9 PERHITUNGAN PERSAMAAN UNTUK BATAS IRR DENGAN PERBANDINGAN HARGA BELI GMB DENGAN HARGA JUAL LNG

Pada bagian ini simulasi *cash flow* didasarkan pada penetapan harga OPEX dan CAPEX dengan memvariabelkan harga GMB dengan harga jual LNG, yang berguna untuk mengetahui kelayakan harga jual LNG dimasa datang. Sehingga didapat data Tabel 4.13 untuk IRR = 20%, Tabel 4.14 untuk IRR = 15% dan Tabel 4.15 untuk IRR = 10%

Tabel 4.14 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG target IRR = 20%

Harga GMB USD:MMBTU	Harga jual LNG USD:MMBTU	Payback Period
2	6,202	6,48
2,5	6,789	6,48
3	7,375	6,48
3,5	7,962	6,48
4	8,549	6,48
4,5	9,135	6,48
5	9,722	6,48
5,5	10,309	6,48
6	10,895	6,48

Pada tabel di atas harga bahan baku GMB dicari pendekatan harga jual LNG yang senilai dengan IRR 20%, dengan simulasi ini dapat terlihat bahwa tidak terjadi perubahan harga *payback period* yang hanya berkisar antara 6,48 tahun.

Tabel 4.15 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG target IRR = 15%

Harga GMB USD:MMBTU	Harga jual LNG USD:MMBTU	Payback Period
2	5,513	8,24
2,5	6,1	8,24
3	6,686	8,24
3,5	7,273	8,24
4	7,86	8,24
4,5	8,447	8,23
5	9,033	8,24
5,5	9,62	8,24
6	10,207	8,23

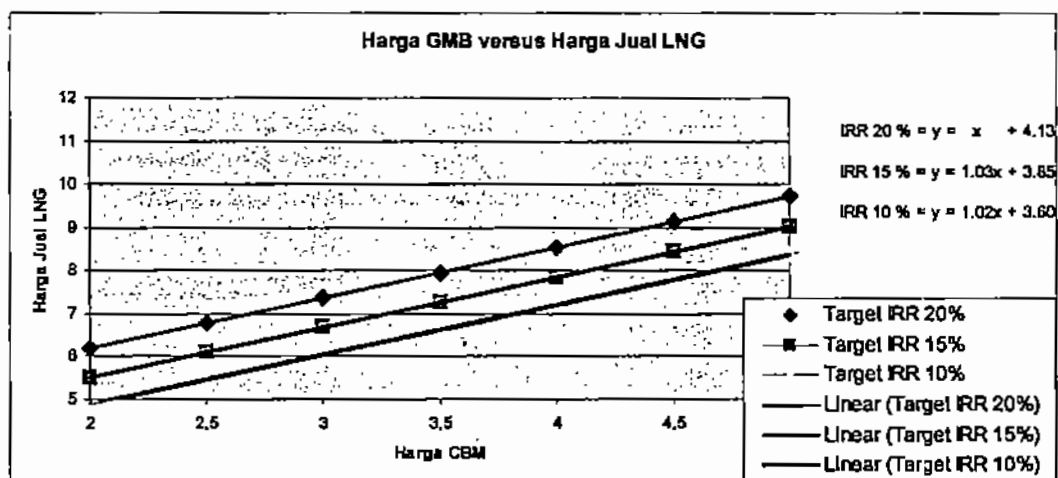
Pada tabel di atas harga bahan baku GMB dicari pendekatan harga jual LNG yang senilai dengan IRR 15%, dengan simulasi ini dapat terlihat bahwa tidak terjadi perubahan harga *payback period* yang hanya berkisar antara 8,24 tahun.

Tabel 4.16 Limitasi harga bahan baku GMB dengan harga jual LNG target IRR = 10%

Harga GMB USD/MMBTU	Harga Jual LNG USD/MMBTU	Payback Period
2	4,869	11,34
2,5	5,456	11,33
3	6,043	11,33
3,5	6,63	11,33
4	7,216	11,33
4,5	7,803	11,33
5	8,39	11,33
5,5	8,976	11,33
6	9,563	11,33

Pada tabel di atas harga bahan baku GMB dicari pendekatan harga jual LNG yang senilai dengan IRR 10%, dengan simulasi ini dapat terlihat bahwa tidak terjadi perubahan harga *payback period* yang hanya berkisar antara 11,33 tahun.

Sehingga dari data tabel di atas didapat sebuah grafik linier pada Gambar 4.11 sebagai berikut :



Gambar 4.11 Distribusi IRR terhadap Harga Jual LNG

Pada Gambar 4.11 didapat perumusan harga untuk memenuhi target IRR :

IRR 20 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = \text{Harga beli GMB} + 4,13 \dots \dots \dots (4.6)$$

IRR 15 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = 1.03 \text{ Harga beli GMB} + 3,85 \dots \dots \dots (4.7)$$

IRR 10 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = 1.02 \text{ Harga beli GMB} + 3,60 \dots \dots \dots (4.8)$$

Pada Gambar 4.11 yang didapat dari data pada Tabel 4.14 hingga Tabel 4.16 adalah grafik patokan harga yang layak bila bahan baku GMB ini dijual sebagai LNG dengan harga LNG yang disesuaikan berdasarkan IRR yang ditargetkan. Pembuatan grafik ini diasumsikan dengan beban CAPEX dan OPEX sesuai harga dasar, hal tersebut berguna untuk memudahkan perhitungan besarnya harga jual LNG terhadap bahan baku GMB. Pada persamaan di atas terdapat koefisien di depan harga beli GMB yang menyatakan adanya pengaruh terhadap pembelian yang dibagikan terhadap pembagian gas dalam operasi pabrik seperti regenerasi PSA dan pembangkit listrik oleh turbin gas.

BAB V

KESIMPULAN

Pada penelitian berjudul “Analisa Keekonomian Pembuatan LNG dari Gas Metana Batubara Pada Lapangan Rambutan Sumatera Selatan” didapat point-point penting sebagai kesimpulan akhir penelitian ini, yaitu:

1. Pada harga bahan baku gas metana batubara senilai \$ 3 /MMBTU, harga jual produk LNG \$ 8 /MMBTU didapat harga IRR untuk prakiraan pembangunan LNG plant berbahan baku gas metana batubara pada tahun 2015 sebesar 24,34 % dengan NPV sebesar 438.031.452,06 dan *payback period* selama 5,49 tahun dari mulai masa konstruksi atau 3,49 tahun setelah pabrik beroperasi.
2. Pada analisa sensitivitas grafik *tornado* dengan rentang perubahan 20% dari parameter uji, didapat bahwa perubahan harga jual LNG menempati urutan pertama dengan perubahan IRR sebesar 22,43%, perubahan harga beli GMB merubah IRR sebesar 9,76% dan CAPEX merubah IRR sebesar 10,64% serta parameter sensitif OPEX merubah IRR sebesar 1,41%.
3. Patokan harga yang layak bila bahan baku gas metana batubara ini dijual sebagai LNG dengan harga LNG yang disesuaikan berdasarkan IRR yang ditargetkan, didapatkan target IRR sebagai berikut :

IRR 20 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = \text{Harga beli GMB} + 4,13$$

IRR 15 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = 1.03 \text{ Harga beli GMB} + 3,85$$

IRR 10 % sejalan dengan persamaan :

$$\text{Harga jual LNG} = 1.02 \text{ Harga beli GMB} + 3,60$$

DAFTAR PUSTAKA

- [1] "Elnusa Memenangkan Tender Tiga Sumur Uji *Coal Bed Methane*," TEMPO 10 Agustus 2006, hal 9.
- [2] Lestantu Widodo, "KEEKONOMIAN PENGUSAHAAN GAS METANA-B DI WILAYAH SUMATERA SELATAN DAN KALIMANTAN TIMUR" Tesis, Program Pasca Sarjana Fakultas Teknik UI, Salemba Jakarta Indonesia 2008.
- [3] Coal Report Indonesia 2000 American Embassy Jakarta Indonesia, October 2000.
- [4] IKPT, "PADANG LNG PROJECT CENTRAL SULAWESI INDONESIA", PROJECT REVIEW ENGAGEMENT, 9 Febuari 2006.
- [5] S. Bona, D.D. Chandra, K. Andang, " THE UNTAPPED "UNCONVENTIONAL" GAS: CBM RESOURCES OF KUTAI BASIN WITH REFERENCE TO THE NORTH KUTAI LAMA FIELD, SANGASANGA AREA, EAST KALIMANTAN", PROCEEDINGS, JAKARTA2006 INTERNATIONAL GEOSCIENCES CONFERENCE AND EXHIBITION Jakarta Indonesia, August 14 – 16, 2006
- [6] Evita H. Legowo, Imam B. Sosrowidjojo , Ego Syahrial," *CURRENT STATUS OF COALBED METHANE (CBM) DEVELOPMENT IN INDONESIA,*" *Research and Development Centre for Oil and Gas Technology*, LEMIGAS, Jakarta Indonesia, April 18, 2006.
- [7] Imam B. Sosrowidjojo, "*ON GOING COALBED METHANE (CBM) DEVELOPMENT IN SOUTH SUMATRA BASIN,*" LEMIGAS SCIENTIFIC CONTRIBUTION VOL. 29. NO.3, Desember 2006:15-24.
- [8] Hetland Jens, NATO Science Series "*Economical limitation of natural gas transportation* Hetland"
Diakses 1 Desember 2008 dari <http://books.google.co.id>.
http://books.google.co.id/books?id=CAjgMBrZ0ZsC&pg=PA330&lpg=PA330&dq=Economic+limitation+of+natural+gas+transportation+Hetland&source=bl&ots=y4L3B4bNxd&sig=6lO0QCNT-Zli3iCKfK6FkmlFG-I&hl=id&sa=X&oi=book_result&resnum=1&ct=result#PPR14,M1

- [9] Nap Roy "GAS REVITALISING"
Diakses 20 September 2008 dari <http://www.shell.com>
http://www.shell.com/static//globalsolutions-en/downloads/knowledge_centre/pres_speeches_papers/2004/gas_revitalising.pdf.
- [10] Campbell, John M. & Hubbard A.Robert "GAS CONDITIONING AND PROCESSING Vol 1" Campbell Petroleum Series, USA 1988.
- [11] Afianty Anisa "Laporan Kerja Praktek PT. BADAQ NATURAL GAS LIQUEFACTION , Co." Laporan Kerja Praktek, Program Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok 2008.
- [12] M. Michael, "MOLECULAR GATE® ADSORPTION SYSTEM FOR THE REMOVAL OF CARBON DIOXIDE AND / OR NITROGEN FROM COALBED AND COAL MINE METHANE"
Diakses 20 April 2007 dari *Engelhard Corporation*
<http://www.moleculargate.com/nitrogen-rejection-N2-removal/2005%20SME%20Molecular%20Gate%20Paper%205.pdf>
- [13] Daiminger Ulrich, Lind Waldemar "*Adsorption Processes for Natural Gas Treatment A Technology Update*"
Diakses 25 April 2008 dari *Engelhard Corporation*
www.epa.gov/gasstar/workshops/oklahomacity-apr22/rejection_units.ppt
- [14] Melon (2008, November 19), "GAS CHEME ADSORBENT SUPLIER"
<http://www.gascheme.com/product.asp?cid=28>, gascheme@yahoo.com
- [15] Wakasugi, Y., Ozawa, S. and Ogino, Y., "Physical Adsorption of Gases at High Pressure V". An Extension of Generalized Adsorption Equation to Systems with Polar adsorbents, *Journal of Colloid and Surface Science*, 79(2), 1981.
- [16] Sircar Shivaji, dkk. "RECOVERY OF METHANE FROM LAND FILL GAS" Air Products and Chemical,Inc, US Patent No. 4,770,676, USA Sep. 3, 1987. Diakses 5 Desember 2008 dari Patentstorm
<http://www.patentstorm.us/patents/004770676.pdf>
- [17] BP Migas "LITERATUR BISNIS GAS BUMI DI INDONESIA (Aspek Teknologi Pengolahan Gas Bumi)", Jakarta Desember 2007.

- [18] Mathias A. James, dkk "PROCESS FOR COOLING A PRODUCT IN A HEAT EXCHANGER EMPLOYING MICROCHANNELS FOR THE FLOW OF REFRIGERANT AND PRODUCT" US PATENT No. 6,622,519 B1, Velocys, Inc, USA Sep.23,2003.
- [19] Maulinda Mira, "PERMODELAN RANTAI NILAI LNG UNTUK MENGOPTIMALKAN NILAI GAS BAGI KEPENTINGAN DALAM NEGRI." Tesis, Program Pasca Sarjana Fakultas Teknik UI, Depok 2007/2008, hal.17.
- [20] LNG Truck EKIP Research and Production Company
Diakses 10 September 2008 dari EKIP Research and Production Company
<http://www.ekip-projects.ru/eng/rekviz-e.shtml>
- [21] Paul E. Degarmo, Sullivan W.G., Bontadelli, J.A., Wicks, E.M., "Engineering Economy", 11Ed, PT. Prenhallindo Jakarta Indonesia, 1997.
- [22] Peters. Max.S & Timmerhause Klaus. D., "PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERING", 4TH Edition, McGraw-Hill, Inc Colorado USA, 1991.
- [23] Seider, Seader, and Lewin. "*Product & Process Design Principles*". New York: John and Sons, Inc. 2003.
- [24] H. Perry, Robert and Don W. Green. "*Perry's Chemical Engineerings Handbook*". 8th Ed Penerbit: Mc-Graw Hill. 2008.
- [25] *Construction All Risk and Erection All Risk (CAR/EAR) Insurance*
Diakses 19 September 2008 dari AIG (*American Insurance Group*)
http://www.aig.com/Construction-All-Risk-and-Erection-All-Risk_268_54134.html
- [26] Chandra, Vivek "Fundamental of natural gas : an international perspective", Penn Well Corporation Oklahoma USA, 2006.
- [27] Financial Trend Forecaster®
Diakses 19 September 2008 dari InflationData
<http://www.InflationData.com>
- [28] Pusat.pengaduan.pajak (2008, November 19), Direktorat Jenderal Pajak
www.pajak.go.id/, pusat.pengaduan.pajak@gmail.com

LAMPIRAN 1

PERHITUNGAN WATER CONTENT GAS METANA BATUBARA

Menghitung Water content saturated dari gas metana batubara dengan komponen CO₂ 1,55 % pada 7,83 atm atau 793,37 kPa dan 43 °C .

Dari Figure 6.1 (a) dan 6.2 (a) (sweet natural gas Buku Gas Conditioning And Processing Vol 1 Campbell and Hubbart)

$$\begin{aligned}
 W &= 8254 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 \times 0,955 \text{ Pada (6.1a)} + 3000 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 \times \\
 &\quad 0,0155 \text{ Pada(6.2a)} \\
 &= 7.929,1 \text{ kg}/10^6 \text{ std m}^3 = 476 \text{ kg/h} = 1,04 \% \text{ mole fraction}
 \end{aligned}$$

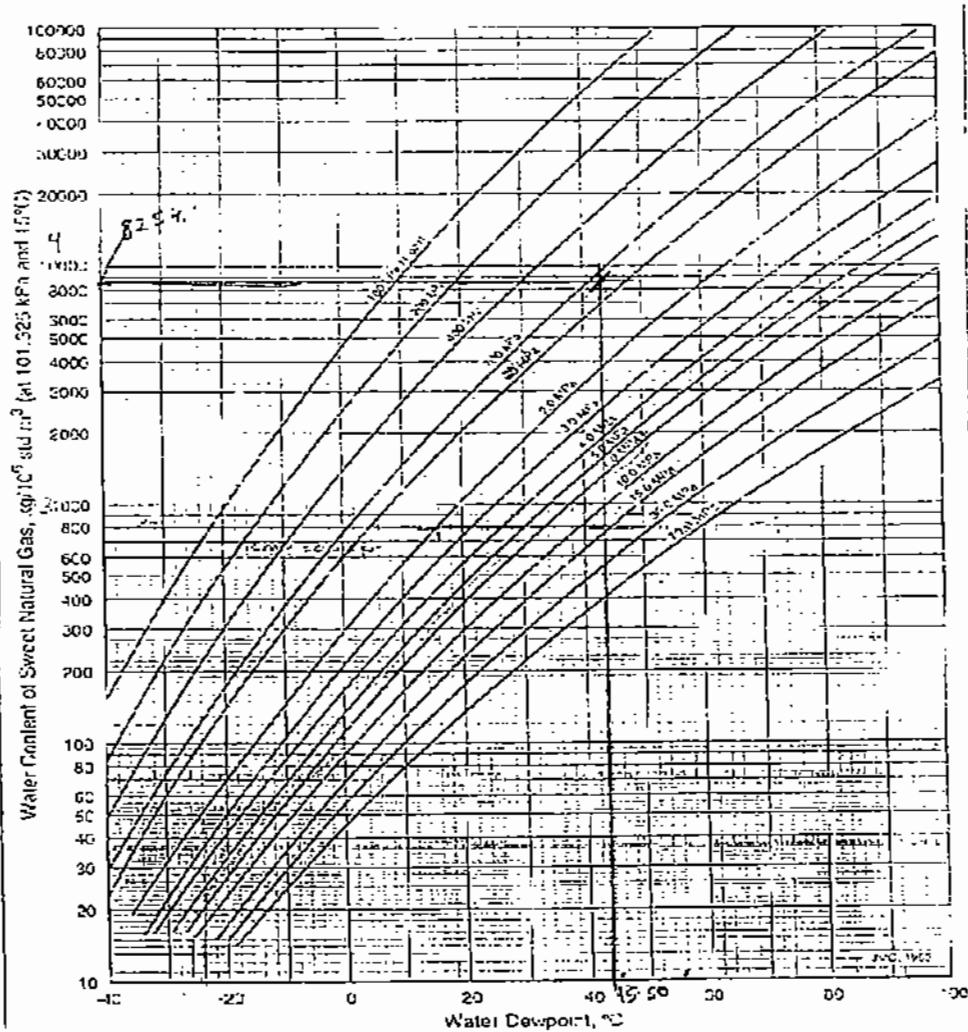


Figure E.1(a) Water Content of Sweet, lean Natural Gas → for sweet natural gas

LAMPIRAN 1 (Lanjutan)

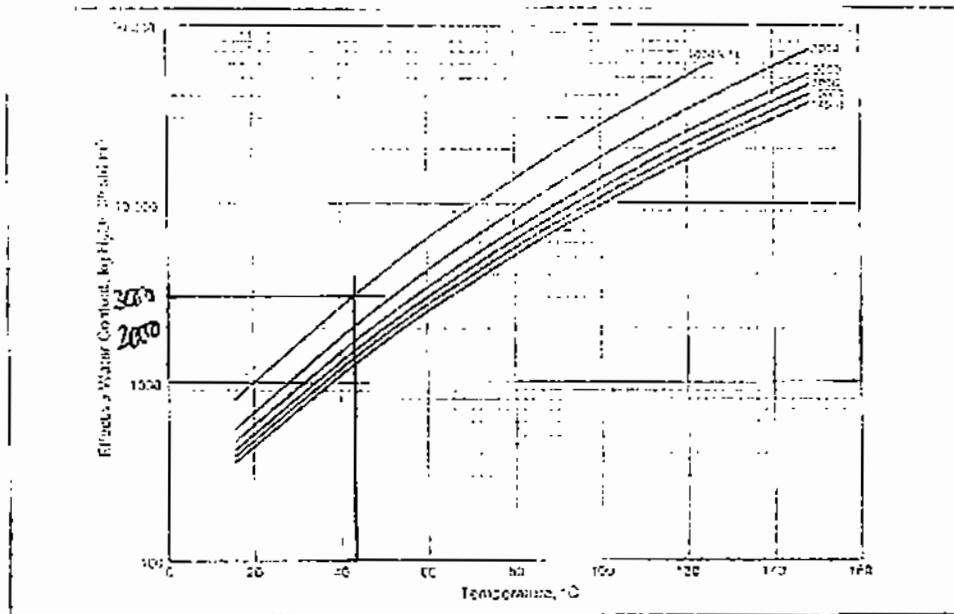


Figure 6.2(a) Water Content Contribution of CC_u

Tabel 4.5. Ringkasan perbandingan proses pencairan LNG base-load.

Parameter	APCI Air Product and Chemicals, Inc	Phillips OCP ConocoPhillips	Black and Veatch PRICO Black and Veatch	Statol/Unide MFC Statol	Axens Liquefin Axens	Shell OMR Shell
Jumlah train	10 (MCR/SplitMCR) 6 (APX)	7	3	1		2
Kapasitas total (juta ton tahun ⁻¹)	131 (C3MCR) 41.9 (MCR/SplitMCR) 40.8 (APX)	25.5	3.8	4.3		4.5
Kapasitas (juta ton tahun ⁻¹ train)	13.3-17 (C3MCR) 3.2-5 (MCR/SplitMCR) 7.5 (APX)	3.1-5.2	1.2-4.2 (base-load) 0.02-0.2 (skala kecil)	4-10	3-5	5.5
Refrigeran	Propana, MCR	Propana, etilena, metana	Satu MCR	Tiga MCR	Dua MCR	Dua MCR
Refrigerasi	Precooling: Propana Corb-in-keliko Kompresor sentrifugal Frame 5 Pancaran dan subcooling MCR MICHE Kompresor aksial (LP) Kompresor sentrifugal (HP) Frame 7 Subcooling (APX) Nitrogen	Precooling: Propana PFHE Kompresor sentrifugal (2) Frame 5 (2) Pencairan: Etilena PFHE Kompresor sentrifugal (2) Frame 5 (2) Subcooling: Nitrogen PFHE Kompresor sentrifugal (2) Frame 5 (2)	Pandindaman, pencairan: MCR PFHE Kompresor aksial Turbin uap	Precooling: MCR PFHE Kompresor radial PCC Frame 5 atau motor Pencairan: MCR S/ME Kompresor radial LCC Frame 5 atau motor Subcooling: MCR S/ME Kompresor radial SCC Frame 5 atau motor	Precooling: MCR PFHE Kompresor Frame 7 Pencairan dan subcooling MCR S/ME Kompresor aksial Frame 7	Precooling: MCR S/ME Kompresor aksial Frame 7 Pencairan dan subcooling MCR S/ME Kompresor aksial Frame 7
Konsumsi energi (kWh/ton hari LNG)	12.2	14.1	10.8	9.75	10.5	12.5
Fitur	Ukuran train besar, Efisiensi tinggi, Komposisi gas umpan rendah, Komponen proses lebih sedikit, Kinerja lebih terukur handal Startup menuju kapasitas penuh mudah dan singkat. Rintang kondisi labar, Kemampuan turndown: fleksibel dan efisien.	Desain dan operasi sederhana, Efisiensi produksi 75%, Efisiensi termal 93%, Ketahanan 95-98% Biaya instalasi rendah, Reliabilitas tinggi: satu siklus diayani oleh dua kompresor paralel sehingga kehilangan satu train tidak menyebabkan shutdown.	Biaya kapital paling rendah, Perawatan sedikit Sistem kontrol sederhana, Komposisi dan kondisi gas alam bervariasi, Startup dan shutdown cepat, Downlime minimum, Operasi handal, Personil operasi sedikit.	Desain sederhana dan mampat CAPEX rendah, Efisiensi proses tinggi, Konsumsi energi rendah, Emisi rendah, Volume refrigeran lebih sedikit, Lebih fleksibel, Dapat digunakan untuk temperatur air pendingin rendah, Mampu menghandlekan lean LNG	Konsumsi energi rendah Biaya investasi lebih rendah dibandingkan C3MCR, Area plot mampat, Semua alat bersisi dan terbagai supplier, Bobot refrigerasi dan tenaga terdistribusi antara kedua kompresor, Terhindar dari batasan desain proses dengan kompresor propana.	Fleksibel: terdistribusi temperatur antara komposisi gas umpan 2.0-3.0 kapasitas dasar Mesin dan alat selam kecil dan lebih sedikit sehingga CAPEX rendah, Efisiensi tinggi Emisi rendah Ketersediaan tenaga Vendor basis besar

*sudah dan sedang dibangun

LAMPIRAN 3

PERHITUNGAN PSA DENGAN 8 BED PARALEL TOTAL 16 Bed

Diketahui data keluaran separator 1 pada CHEMCAD

Flow keluaran Separator = 1429395,00 m³/day
 = 42.405,50 kg/h
 = 50,48 MMscfd

Temperatur = 85,82 °F = 29,90 °C
 Tekanan = 309,53 psia = 2.134,15 kPa = 21,06 atm

Komponen Gas keluaran dalam (kg/h)

Komponen	kg/h	(fraksi mol)	(mol/h)
CO ₂ =	1.714,50	0,0154	38.885,57
N ₂ =	1.119,60	0,0158	39.889,05
CH ₄ =	38.490,00	0,9526	2.394.600,00
C ₂ H ₆ =	1.065,70	0,0141	35.373,36
H ₂ O =	96,70	0,0021	5.304,75
Total =	42.486,50	1,0000	2.514.052,73

Data kapasitas adsorpsi pada Linde 5 A (1-2mm) dari Wakasugi dkk.
 asumsi data konsentrasi tidak mempengaruhi konsentrasi campuran

Komponen	T (°C)	P (psia)	nG(mol/kg)
CO ₂	25	289,6	3,939
N ₂	25	333,7	1,815
CH ₄	25	285,2	2,2
C ₂ H ₆	25	351,3	2,137
H ₂ O			11,94

21,5 % wt dari Buku Campbell vol2

untuk penghilangan CO₂ menjadi nili (<100ppm) maka konsentrasi penghilangan

CO₂ = 1.714,50 kg/h = 38.885,57 mol/h

Pada data tabel diatas untuk H₂O terlihat komponen tersebut sangat mudah diserap karena memiliki tingkat penyerapan yang tinggi sehingga bila kita mengambil basis CO₂ maka akan berlebih sedangkan konsentrasi H₂O hanya 96,70 kg/h maka penyerapannya hanya 5.304,75 yang sebanding dengan 0,5374 mol/kg dengan perhitungan sebagai berikut :
 untuk basis penyerap CO₂ = 38.885,5 mol/h dengan data H₂O yang habis terserap 5.304,75 mol/h maka :

mol/h H₂O terserap = $\frac{5304,75}{38.885,57} \times 3,939 = 0,53735641$ mol/kg

Komponen	T (oC)	P (psia)	nG(mol/kg)
CO ₂	25	289,6	3,939
N ₂	25	333,7	1,815
CH ₄	25	285,2	2,2
C ₂ H ₆	25	351,3	2,137
H ₂ O			0,53735641

LAMPIRAN 3 (lanjutan)

PERHITUNGAN PSA

Maka keluaran dari PSA didapat pada Tabel berikut :

Komponen	Umpan Gas PSA		Keluaran Atas PSA			Yang terserap PSA	
	kg/h	mol/h	kg/h	mol/h	%fraksi mol	kg/h	mol/h
CO2 =	1714,50	38885,57	0,00	0,00	0,00	1714,50	38885,57
N2 =	1119,60	39889,05	617,91	21971,48	0,91	501,69	17917,57
CH4 =	38490,00	2394600,00	38142,51	2372881,73	98,50	347,49	21718,27
C2H6 =	1065,70	35373,36	432,81	14277,03	0,59	632,89	21096,33
H2O =	96,70	5304,75	0,00	0,00	0,00	96,70	5304,75
Total =	42486,50	2514052,73	39193,23	2409130,24	100,00	3293,28	104922,49

Perhitungan Sizing untuk 8 bed paralel maka laju alir menjadi :

Laju alir = 178.674,38 m³/day

Menghitung jumlah adsorbent yang dibutuhkan dalam 8 jam operasi:

Komponen	Gas Yang terserap	Gas yang terserap selama 8 jam
	mol/h	(mol)
CO2 =	38885,57	311084,56
N2 =	17917,57	143340,5627
CH4 =	21718,27	173746,1366
C2H6 =	21096,33	168770,679
H2O =	5304,75	42438
Total =	104922,49	839379,9383

Maka KG absorbent (m_w/x) = $\frac{839379,9383}{3,939} = 213095 \text{ Kg}$

Harga kebutuhan adsorbent / bed = \$83.906,03 USD 2008

sumber <http://www.gascheme.com/product.asp?cid=28>

harga 5 A molecular sieves 1/16" = 3,15 USD/kg CIF jakarta

Pada simulasi Hysys didapat densitas Gas = $\rho = 0,932 \text{ lbm/ft}^3$
 $= 14,9442 \text{ kg/m}^3$

maka gas velocity, v_g

$$v_g = \frac{A \text{ (untuk 1/16" spheres 5 A)}}{\sqrt{\rho_g}} = \frac{48}{\sqrt{14,9442}} = 12,42 \text{ m/min}$$

maka diameter minimum bed, d

$$q_a = \frac{q_s \cdot P_s \cdot T \cdot z}{1440 \cdot P \cdot T_s} = \frac{178.674 \cdot X \cdot 101,3 \cdot X \cdot 302,90 \cdot X \cdot 0,86}{1440 \cdot X \cdot 2.134,15 \cdot X \cdot 288} = 5,33 \text{ m}^3/\text{min}$$

$$d = \sqrt{\frac{4 q_a}{\pi v_g}} = \sqrt{\frac{4 \cdot X \cdot 5,33}{3,14 \cdot X \cdot 12,42}} = 0,7 \text{ m} = 2,43 \text{ ft}$$

$d =$ yang kita ambil 2,1 m 82,68 in inside diameter
 6,889743 ft

LAMPIRAN 3 (lanjutan)

Maka Panjang dari bed, h_B

dengan bulk densitas $\rho_A = 710 \text{ kg/m}^3$ (dari Gascheme) = 710 kg/m³
 dan $m_w/x = 26636,835$ untuk 8 bed dibagi 8

$$h_B = \frac{4 m_w}{\pi \times \rho_B d^2} = \frac{4 \times 26636,8348}{3,14 \times 710 \times 2,1^2} = 10,83717 \text{ m}$$

426,6591 in
35,55492 ft

Volume tiap tabung = $3,14 \times D^2 \times T / 4 = 37,5166687 \text{ m}^3$

Cek ΔP :

$$\frac{\Delta P}{L} = B \cdot \mu \cdot v_g + C \cdot \rho_g \cdot v_g^2$$

$$= 11,3 \times 0,0119 \times 12,42 + 0,00207 \times 14,9442 \times 12,42^2$$

$$= 6,4424488 \text{ kPa/m OK}$$

Total $\Delta P = 6,44 \times 10,83717 = 69,82 \text{ kPa}$
 $= 0,68904947 \text{ atm}$

Tekanan Outlet PSA = 2.064,33 kPa = 299,4054 psia
 = 284,7054 psig
 = 20,37333 atm

Perhitungan Harga Vessel PSA / unit

(Perhitungan dari buku Seider W. D., "Product & Process Design Principles")

Temperatur desain harus lebih tinggi 50 °F dari temperatur tertinggi 135,82 °F

Perbedaan tekanan didalam dan diluar vessel = 284,71 psig

Karena perbedaan tekanan diantara 10-1000 psig maka menggunakan rumus :

$$Pd = \exp \left\{ 0,60608 + 0,91615 [\ln(P_o)] + 0,0015655 [\ln(P_o)]^2 \right\}$$

$Pd = 341,60694 \text{ psig}$

Wall thickness :

$$t_p = \frac{P_d D_i}{2SE - 1.2P_d}$$

$t_p = \frac{341,61 \times 82,68}{2 \times 18900 - 1.2 \times 341,61} = 0,76 \text{ in}$

S = 18900 psia (max stress utk Stainless steel 304 pada <http://weldingguru.net/Knowledge/maxstress.htm>)

E = 1 (welding efishensi untuk wall thickness besar)

LAMPIRAN 3 (lanjutan)

$$t_s = 0,76 + 0,125 = 0,88 \text{ in}$$

(faktor safety buku Seider hal 531)

Berat Vessel

$$W = \pi (D_i + t_s) (L + 0.8D_i) t_s \rho$$

$$W = 3,14 (82,68 + 0,88) (426,66 + 82,68) 0,88 \times 0,29$$

(densitas SS 304)

$$= 32.898,14 \text{ lb}$$
$$= 72.527,91 \text{ kg}$$

Harga beli Vessel

$$C_v = \exp \{ 6.775 + 0.18255 [\ln(32.898,14)] + 0.02297 [\ln(32.898,14)]^2 \}$$
$$= \$70.173,70$$

$$F_m = 1,7 \text{ SS304}$$

$$C_v.F_m = \$119.295,28$$

Biaya untuk platforms dan tangga

$$C_{PL} = 285.1 (D_i)^{0.73960} (L)^{0.70684}$$

$$C_{PL} = \$14.830,99$$

$$C_p = \$70.173,70 + \$14.830,99$$
$$= \$85.004,69 \quad \text{tahun 2000 CEI} = 394$$

Harga Total Per Unit Bed tahun 2006

$$C \text{ harga Adsorbent/unit th 2006} = \$83.906,03 \text{ per unit}$$

Unit PSA adalah 8 Buah dipasang paralel dengan
8 buah lagi untuk pengganti (swing) selama regenerasi

Jadi totalnya = 16 buah Unit PSA

$$\text{Harga Total 16 vessel} = \$1.360.074,98 \quad \mathbf{2000}$$

$$\text{Harga Total 16 Adsorbent} = \$1.342.496,47 \quad \mathbf{2008}$$

LAMPIRAN 3 (lanjutan)

Menghitung Unit Regenerator

Flow Pada Unit Regenerator

$$\begin{aligned} \text{Volume tabung PSA/unit} &= 3,14 \times \text{Tinggi} \times d^2 / 4 \\ &= 37,52 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{untuk 4 Bed paralel dengan 10 cycle} &= 1500,66675 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,27 \text{ MMSCFD gas BOG} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konsumsi Gas untuk regenerasi selama 3 kali/hari} &= 0,3175 \text{ MMSCFD} \\ &= 375,1667 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Laju Gas} = 6,7075 \text{ MMSCFD}$$

Heater Unit Regenerator

$$\text{Diketahui Specific Heat untuk molecular sieves} = 800 \text{ J/Kg K}$$

$$\begin{aligned} \text{Dengan Temperatur} &= 250 \text{ }^\circ\text{C} \text{ selama } 1 \text{ Jam} \text{ dengan} \\ \text{tekanan menurut US Patent No. 4,770,676 "Recovery of methane from land fill gas"} & \\ \text{oleh Sircar dkk.} &= 15 \text{ psia} \end{aligned}$$

Untuk Regenerasi per 4 bed paralel akan membutuhkan 1 heater bergantian maka dari hysys panas yang dibutuhkan sebesar = 159 KWH

(pada PSA heater file : PROSES 1-7.HSC)

Harga Pemanas Heater gas dgn CEI 435,30 = \$69.233 tahun 2007

(dari Matche jenis Electric thermal heater)

Aspek keselamatan juga menjadi pertimbangan karena menurut GASHEME, 5 A molecular sieves ini di regenerasi dengan gas methane dengan panas 250 °C selama 1 jam dan 10 cycle sedangkan autoignition Metana menurut MSDS adalah sekitar 450 °C Jadi Cukup aman dalam segi regenerasi.

LAMPIRAN 3 (lanjutan)

Menghitung gas keluaran regenerasi PSA

(asumsi semua habis tak bersisa bila di back wash selama 1 jam dengan $T = 250\text{ }^{\circ}\text{C}$)

Komponen	Yang terserap 8 bed PSA	
	kg/h	kg dalam 8 jam
CO ₂ =	1714,50	13716,00
N ₂ =	501,69	4013,54
CH ₄ =	347,49	2779,94
C ₂ H ₆ =	632,89	5063,12
H ₂ O =	96,70	773,62
Total =	3293,28	26346,22

Sehingga keluaran setelah di back wash dari hysys adalah:

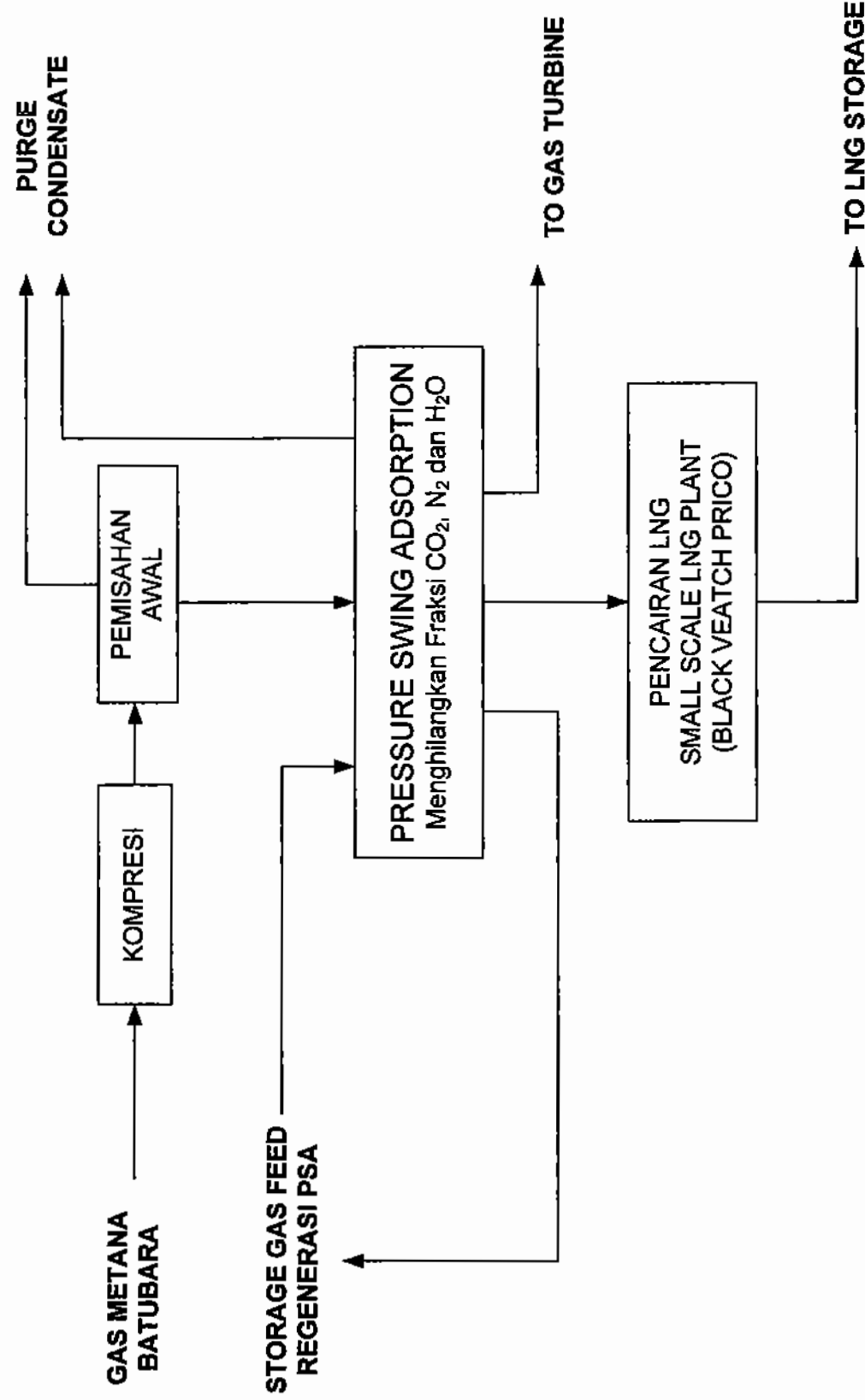
Komponen	Keluaran Back Wash kg/h	Dalam Mole Fraksi
CO ₂ =	13716	0,34514621
N ₂ =	4107,021087	0,1623646
CH ₄ =	3744,150168	0,25846065
C ₂ H ₆ =	5063,144799	0,18647147
H ₂ O =	773,62	4,76E-02
Total =	27403,93605	1

Keluaran gas ini diproses pada utility untuk dibuang karena tidak layak untuk dibakar karena memiliki kandungan yang kurang memenuhi syarat sebagai bahan bakar dan memiliki pengotor yang melebihi standar keekonomian.

NERACA MASSA LNG DARI GAS METANA BATUBARA

Aliran	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Vapour Fraction	1	1	0,99169	1	0	1	1	1	1	1	1
Temperatur (°C)	42,978	146,46	29,9	29,9	29,9	29,9	29	29	29	105,3	32,2
Pressure (atm)	7,8253	21,775	21,064	21,064	21,064	20,37	20,373	20,373	20,373	44,23	44,23
Komposisi (Ton/day)											
CO2	41,15	41,15	41,15	41,15	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	26,87	26,87	26,87	26,87	0,00	14,83	1,77	0,10	12,95	12,95	12,95
CH4	923,77	923,77	923,77	923,77	0,00	915,42	109,85	5,99	799,57	799,57	799,57
C2H6	25,58	25,58	25,58	25,58	0,00	10,39	1,25	0,07	9,07	9,07	9,07
C3H8	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-C4H10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-C5H12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H2O	11,44	11,44	11,44	2,32	9,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Laju alir Massa	1.028,81	1.028,81	1.028,81	1.019,69	9,13	940,64	112,87	6,16	821,60	821,60	821,60

Aliran	12	13	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1	0	1	1	0,65	0	0,08
Temperatur (°C)	-150	-162,15	20,9	136,44	29,4	-153,9	-158,1
Pressure (atm)	44,23	1,34	2,89	23,544	22,99	22,965	3,03
Komposisi (Ton/day)							
CO2	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
N2	12,95	12,95	18,89	18,89	18,89	18,89	18,89
CH4	799,57	799,57	25,97	25,97	25,97	25,97	25,97
C2H6	9,07	9,07	56,79	56,79	56,79	56,79	56,79
C3H8	0,00	0,00	47,59	47,59	47,59	47,59	47,59
i-C4H10	0,00	0,00	19,60	19,60	19,60	19,60	19,60
i-C5H12	0,00	0,00	82,73	82,73	82,73	82,73	82,73
H2O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Laju alir Massa	821,60	821,60	251,57	251,57	251,57	251,57	251,57

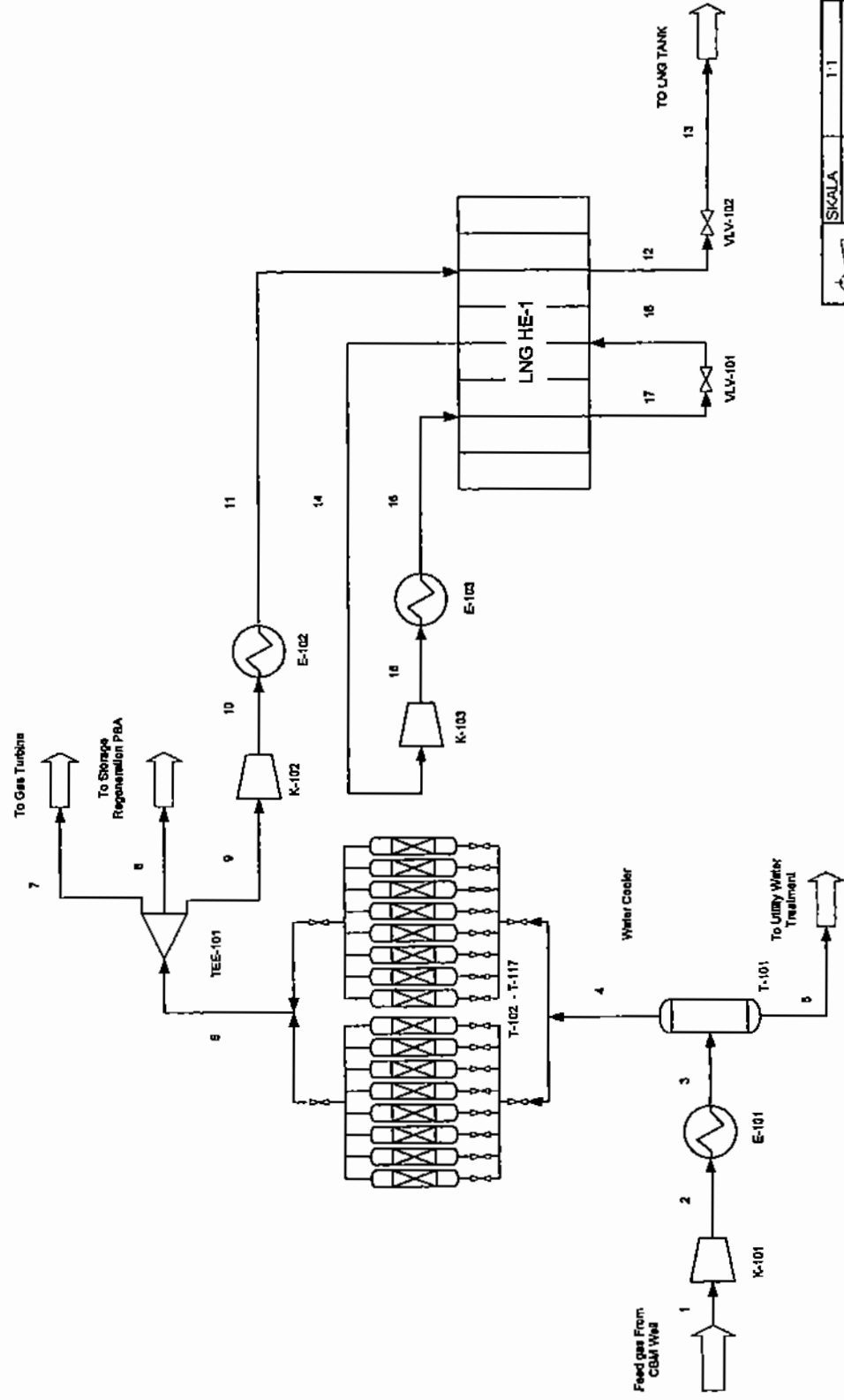


LAMPIRAN 5

TK FT UI	SKALA :	1 1	DIGAMBAR :	HANS W
	SATUAN :	mm	DITERIMA :	
	TANGGAL :	11/23/2008	DIPERIKSA :	
BLOCK FLOW DIAGRAM			01	A4

LAMPIRAN 6

- K-101
COMPRESSOR
E-101
HEAT EXCHANGER
T-101
SEPARATOR
T-102 - T-117
PSA SEPARATOR
TEE-101
SPLITTER
K-102
COMPRESSOR
- K-103
REFRIGERANT COMPRESSOR
E-102
HEAT EXCHANGER
E-103
HEAT EXCHANGER
E-103
HEAT EXCHANGER
LNG HE-1
LNG HEAT EXCHANGER
VLV-101 - VLV-102
JT VALVE



SIKALA	1-1	DIGAMBAR	HANS W
SATUAN	cm	DITERIMA	
TANGGAL	11/23/2008	DIPERIKSA	
TK FT UI	P & ID PROSES LNG DARI OMB	02	A4

LAMPIRAN 7

**HASIL PERHITUNGAN PERALATAN PROSES, STORAGE
DAN GAS TURBINE**

1. KOMPONEN PERALATAN PROSES PEMURNIAN GAS

Perhitungan peralatan proses pemurnian gas menggunakan simulasi HYSYS 3.1 pada file PROSES 1-7.HSC sehingga didapat beberapa perhitungan data peralatan sebagai berikut :

1.1 K-101 COMPRESSOR

COMPRESSOR K-101	
Jenis	Reciprocating
Power (KW)	4.000
Konsumsi Listrik (KWH)	2.799
Laju Alir	3.968,08 m ³ /h Gas
Material	Stainless Steel 304
Rasio Kompresi	2,78
Pin	7,82 atm
Pout	21,77 atm
Harga	\$170.906,00 CEI 394

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

1.2 E-101 HEAT EXCHANGER

HEAT EXCHANGER E-101	
Jenis	Shell & Tube TEMA A (floating head)
Total surface area	60,32 m ²
Tube inside diameter	16 mm
Shell inside diameter	739,04 mm
Tube length	6 m
Tekanan di Shell	3 atm
Tekanan di Tube	21,77 atm
Material Tube	Stainless Steel 304
Material Shell	Stainless Steel 304
Harga	\$37.919,00 CEI 394

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)**1.3 T-101 SEPARATOR**

SEPARATOR T-101	
Orientasi	Vertikal
Diameter	2,74 m
Panjang	9,6 m
L/D ratio	3,5
Working Pressure	22 atm
Material	Cast Iron
Harga	\$ 319.118,00 CEI 394

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

1.4 T- 102 – T-117 PSA SEPARATOR

PSA SEPARATOR T-102 – T-117	
Orientasi	16 PSA Vertikal
Diameter	2,1 m
Panjang	10,83 m
L/D ratio	5,16
Working Pressure	22 atm
Material	Stainless Steel 304
Harga	\$1.360.074,97 CEI 394

Keterangan Perhitungan Lebih Lengkap Tersedia pada LAMPIRAN 2

1.5 H-101 PEMANAS REGENERATOR PSA (HEATER)

HEATER H-101	
Jenis	Thermal Fluid Heater Hot Water
	Stainless Steel 304
Daya	159 KW
	\$ 69.233,00 CEI 435,3

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost Tersedia pada LAMPIRAN 2

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

2. KOMPONEN PERALATAN PENCAIRAN GAS

Berdasarkan buku Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia oleh BPMIGAS halaman 116 mengatakan bahwa 12% input gas kilang digunakan sebagai bahan bakar unit pencairan, maka dari gas keluaran pemurnian PSA senilai 940,63 ton/day atau 48.46 MMCFD dibagi menjadi 3 aliran yaitu untuk unit regenerasi PSA yang senilai 6,16 ton/day, untuk pembangkit listrik Gas Turbine senilai 12 % yaitu 112.87 ton/day dan sisanya untuk dicairkan yang sebesar 821,6 ton/day = 0,299 MTPA.

Gas Keluar dari unit separasi PSA sebesar 821,6 ton/day, maka langkah selanjutnya dilanjutkan kedalam unit pencairan gas dengan menggunakan pencairan teknologi Black and Veatch PRICO, sehingga terdapat kompresi dan pendinginan sebelum memasuki spesifikasi unit pencairan dimana dalam perhitungan HYSYS pada file FINAL BVP.HSC didapat :

2.1 K-102 COMPRESSOR

COMPRESSOR K-102	
Jenis	Reciprocating
Power (KW)	1.596,83
Laju Alir Keluar	1.428,22 m ³ /h Gas
Material	Stainless Steel 304
Jumlah driver & Spare	1 buah
Rasio Kompresi	2,98
Pin	20,37 atm
Pout	44,22 atm
Harga	\$ 198.858,00 CEI 435.3

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

2.2 E-102 HEAT EXCHANGER

HEAT EXCHANGER E-102	
Jenis	Shell & Tube TEMA A (floating head)
Total surface area	60,32 m ²
Tube inside diameter	16 mm
Shell inside diameter	739,04 mm
Tube length	6 m
Tekanan di Shell	3 atm
Tekanan di Tube	21,77 atm
Material Tube	Stainless Steel 304
Material Shell	Stainless Steel 304
Harga	\$37.919,00 CEI 394

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

2.3 LNG HE-1 LNG HEAT EXCHANGER

LNG HEAT EXCHANGER LNG HE-1	
Jenis :	Aluminium Heat Exchanger Plate Finn Type
Perusahaan Pembuat :	Black and Veatch PRICO
Dimensi untuk kapasitas :	821.6 ton/day
Perkiraan Harga	\$ 75.000,00 Tahun 2007 CEI 435,30

Data vendor Black and Veatch PRICO didapat melalui buku BPMIGAS yang sama seperti diatas halaman 115 melalui data dari perkiraan CAPEX oleh GTI (diasumsikan harga mendekati Plate Finn GTI).

Dimensi kapasitas 8.930 kg/day = 8,93 ton/day pada harga \$ 75.000,00

Sedangkan kapasitas LNG CBM input gas = 821,6 ton/day

Sehingga bila kita komparasi dengan persamaan Six-Tenths Factor (dengan industri LNG $m = 0,7$):

$$\text{Dengan rumus : } \frac{Cost2}{Cost1} = \left(\frac{Capacity2}{Capacity1} \right)^m = \frac{Cost2}{\$75.000,00} = \left(\frac{821,6}{8,93} \right)^{0,7}$$

$$Cost 2 = \$ 1.777.164,14 \text{ CEI } 435,30$$

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

2.4 K-103 REFRIGERANT COMPRESSOR

Pada Lampiran 2 terdapat ringkasan perbandingan proses pencairan LNG baseload sehingga pada perhitungan menggunakan teknologi Black and Veatch PRICO yang memiliki skala 0,02 – 0,2 MTPA, dimana proses ini memiliki konsumsi energi 16,8 KW/ton hari LNG (diasumsikan biaya kerja kompresor pendingin). Kompresor yang digunakan adalah Kompresor Aksial dengan konsumsi energi 16,8 KW/ton hari LNG sedangkan refrigerant yang dipakai menurut vendor Black and Veatch PRICO pada patent US 6,622,519 B1 oleh Mathias A. James, dkk. Dengan komposisi refrigerant sebagai berikut :

MR Component	% Fraksi Mol
Nitrogen	10
Methane	24
Ethana	28
Propane	16
l-Butane	5
l-Pentane	17

Maka dari komposisi tersebut dan penjabaran proses didapat perhitungan sebagai berikut:

$$= \frac{KW / day}{ton / day} = 16,8$$

$$= KW/day = 16,8 \times ton/day$$

$$= KW/day = 16,8 \times 821,6 \text{ ton/day}$$

Sehingga daya Compressor = 575,12 KWH dari perhitungan ini didapat laju aliran refrigerant MR component dari simulasi HYSYS file : FINAL PRICO.HSC sebesar 251 ton/day. Sehingga didapat kompresor K-103 sebagai berikut :

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

COMPRESSOR K-103	
Jenis	Axial Compressor
Power (KW)	575,12
Laju Alir Keluar	2273.69 m ³ /h Gas
Material	Stainless Steel 304
Jumlah driver & Spare	2 buah
Rasio Kompresi	8,17
Pin	2,88 atm
Pout	23,54 atm
Harga	\$ 120.706,00 CEI 435.3

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

2.5 E-103 HEAT EXCHANGER

HEAT EXCHANGER E-103	
Jenis	Shell & Tube TEMA A (floating head)
Total surface area	60,32 m ²
Tube inside diameter	16 mm
Shell inside diameter	739,04 mm
Tube length	6 m
Tekanan di Shell	3 atm
Tekanan di Tube	21,77 atm
Material Tube	Stainless Steel 304
Material Shell	Stainless Steel 304
Harga	\$37.919,00 CEI 394

Sumber Perhitungan Hysys dan Capcost

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

3. PERHITUNGAN *STORAGE* DAN *GAS TURBINE*

3.1 TK-101 LNG *Storage*

Jenis LNG *Storage* pada umumnya berbentuk *Single-containment* LNG *Tank*. Laju alir produksi LNG = 79,2 m³/hr dan masa tunggu didapat dari kapasitas tangki truk *vendor* EKIP (<http://www.ekip-projects.ru/>) dimana kapasitas mereka 30 m³ dengan pengisian dan bongkar muat diasumsikan selama 1 jam sedangkan laju kendaraan truk adalah 40 km/hr, Maka 12 jam sekali 1 buah truk yang sama akan kembali. Pada 1 hari untuk tiap *continues cycle* maka kapasitas tangki = 79,2 x 24 = 1.900,8 m³. Kapasitas tangki truk 30 m³ maka bila 1.900,8 m³ : 30 m³ = 63,36 buah tangki, karena truk dalam satu hari dapat datang 2 kali atau setiap 12 jam sekali maka 63,36 : 2 = 31,68 atau senilai 32 truk dengan demikian lamanya waktu tenggang LNG *Storage* 12 jam sehingga kapasitasnya sebesar 79,2 x 12 = 950,4 m³ dan cadangan untuk 1 hari dibutuhkan 2 LNG *storage*. Perhitungan LNG *Storage* diasumsikan harga pendekatan dari Padang LNG *Plant* Tahun 2006, dimana untuk kapasitas 40.000 m³ = 26.036.357 USD.

Sehingga bila kita komparasi dengan persamaan *Six-Tenths Factor* (dengan industri LNG $m = 0,7$):

$$\text{Dengan rumus : } \frac{Cost2}{Cost1} = \left(\frac{Capacity2}{Capacity1} \right)^m = \frac{Cost2}{26.036.357} = \left(\frac{950,4}{40.000} \right)^{0,7}$$

$$Cost 2 = \$ 1.899.646,2 \text{ CEI } 430,24$$

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

3.2 K-102 Storage untuk Gas Feed Regenerasi PSA

Pada Perhitungan PSA didapat laju gas yang dibutuhkan untuk regenerasi *feed* sebesar $21,50 \text{ m}^3/\text{hr} = 759,44 \text{ ft}^3/\text{hr}$ dengan massa tinggal gas adalah 8 jam ditambah 2 jam untuk proses pengeluaran gas. Maka volume yang dibutuhkan oleh tangki = $759,44 \text{ ft}^3/\text{hr} \times 10 \text{ jam} = 7.594,4 \text{ ft}^3$ dengan tekanan 299,4 psia. Menggunakan perhitungan halaman 552 Sieder untuk *Spherical* :

$$C_p = 2500 V^{0,43}$$

$$C_p = 2500 (7.594,4)^{0,43} = \$ 116.560,71 \text{ CEI } 394 \text{ (tahun 2000)}$$

3.3 GT-101 Gas Turbine

Pada perhitungan keluaran gas aliran 7 didapat HHV = 378.596,15 BTU/lbmole dengan molar flow = 638,63 lbmole/hr sehingga hasil kalinya didapat 241,78 MMBTU/hr = $2,55 \cdot 10^8 \text{ KJ/hr} = 2,23 \text{ PJ/y}$. Menurut Seddon Duncan hal. 118 dikatakan penggunaan *Gas Turbine Combined Cycle* membutuhkan 25,34 PJ/y dengan kapasitas keluaran 500 MW, maka perhitungan menjadi :

$$\frac{\text{Kapasitas}_2}{\text{Kapasitas}_1} = \frac{\text{Konsumsi_bahan_bakar}_2}{\text{Konsumsi_bahan_bakar}_1}$$

$$\frac{\text{Kapasitas}_2}{500 \text{ MW}} = \frac{2,23 \text{ PJ/y}}{25,34 \text{ PJ/y}}$$

$$\text{Kapasitas}_2 = 44 \text{ MW}$$

Sehingga bila kita komparasi dengan persamaan *Six-Tenths Factor* (dengan industri LNG $m = 0,7$):

$$\text{Dengan rumus : } \frac{\text{Cost}_2}{\text{Cost}_1} = \left(\frac{\text{Capacity}_2}{\text{Capacity}_1} \right)^m = \frac{\text{Cost}_2}{396.510.000,00} = \left(\frac{44}{500} \right)^{0,7}$$

$$\text{Cost}_2 = \$ 72.342.250,52 \text{ pada tahun 2004 CEI } 457,4$$

Dengan CEI = 475,76 tahun 2015 maka harga *Gas Turbine* menjadi
\$ 75.246.062,76

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)

3.3.1 Menghitung perbandingan harga per-KWH listrik *Gas Turbine*

Perhitungan perbandingan harga per-KWH listrik *Gas Turbine* didapat dari penjumlahan harga per-KWH pemakaian peralatan dengan biaya operasi per-KWH *Gas Turbine* dan harga per-KWH bahan bakar *Gas Turbine*. Sehingga diperlukan perhitungan pembagian komponen sebagai berikut :

3.3.1.1 Harga per-KWH pemakaian *Gas Turbine*

Bila dibandingkan pada tahun tersebut sebagai analisa kelayakan dengan 15 tahun umur pakai, maka harga per-KWH pemakaian *Gas Turbine* menjadi :

$$\$ 75.246.062,76 : 15 \text{ tahun} : 365 \text{ hari} : 24 \text{ jam} : 44.000 \text{ KWH} = \$ 0,013 / \text{KWH} = 1,3 \text{ sen} / \text{KWH}$$

3.3.1.2 Harga per-KWH biaya operasi *Gas Turbine*

Biaya operasi dengan kapasitas 500 MW = \$ 25,97 MM/a (pada 2004 CEI 457,4) Sedangkan pada tahun 2015 menjadi 27,01, maka untuk kapasitas 44 MW biaya operasi per-KWH menjadi :

$$\frac{Cost2}{Cost1} = \left(\frac{Capacity2}{Capacity1} \right)^m = \frac{Cost2}{\$ 27.01 \text{ MM/a}} = \left(\frac{44}{500} \right)^{0,7}$$

$$Cost2 = \$ 4,93 \text{ MM/a}, \text{ Maka biaya listrik} / \text{KWH} = \$ 4,93 \times 10^6 / \text{year} : 365 \text{ hari} : 24 \text{ jam} : 44.000 \text{ KWH} = \$ 0,0127 / \text{KWH} = 1,27 \text{ sen} / \text{KWH}$$

3.3.1.3 Harga per-KWH biaya bahan bakar *Gas Turbine*

Biaya bahan bakar gas 241,78 MMBTU/hr dengan pembelian base gas \$ 3 /MMBTU maka harga beli gas perjam menjadi \$ 725,34 /hr

Sehingga biaya per KWH listrik menjadi \$ 725,34 /hr : 44.000 KWH = \$ 0,01649 /KWH = 1,65 sen /KWH.

LAMPIRAN 7 (Lanjutan)**3.3.1.4 Total harga per-KWH listrik *Gas Turbine***

Sehingga biaya listrik menjadi = 1,3 sen /KWH + 1,27 sen /KWH + 1,65 sen /KWH = 4.22 sen/KWH, maka harga listrik tersebut lebih murah daripada 7 sen /KWH dari PLN pada tahun 2015.