



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**ANALISIS TEKNO-EKONOMI PEMANFAATAN GAS SUAR  
BAKAR PADA LAPANGAN MINYAK OSEIL, SERAM NON-  
BLOK BULA SEBAGAI BAHAN BAKAR GAS PLN BULA**

**TESIS**

**RAHMAWAN DICKY WIDYANTORO**

**0906578964**

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



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**ANALISIS TEKNO-EKONOMI PEMANFAATAN GAS SUAR  
BAKAR PADA LAPANGAN MINYAK OSEIL, SERAM NON-  
BLOK BULA SEBAGAI BAHAN BAKAR GAS PLN BULA**

**TESIS**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik**

**RAHMAWAN DICKY WIDYANTORO**

**0906578926**

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

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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



Nama : Rahmawan Dicky Widyantoro

NPM : 0906578964

Tanda Tangan : 

Tanggal : 13 Januari 2012

## HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh :

Nama : Rahmawan Dicky Widyantoro  
NPM : 0906578964  
Program Studi : Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas  
Judul Tesis : Analisis Tekno-ekonomi Pemanfaatan Gas Suar Bakar Pada Lapangan Minyak Oseil, Seram Non-Blok Bula Sebagai Bahan Bakar PLN Bula.

Dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia.

### DEWAN PENGUJI

Pembimbing 1 : **Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.sc., Ph.D** (.....)

Pembimbing 2 : **Dr.-Ing. Misri Gozan, M. Tech** (.....)

Penguji 1 : **Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo, DEA** (.....)

Penguji 2 : **Dr. Heri Hermansyah, ST, M.Eng** (.....)

Penguji 3 : **Dr.-Ing. Donni Adinata, ST, M.Eng. Sc** (.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 13 Januari 2012

## KATA PENGANTAR

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

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

Penulis menyadari akan keterbatasan kemampuan dan wawasan dalam penyusunan tesis ini sehingga segala kritik dan saran yang bermanfaat diharapkan dapat memperbaiki penelitian ini di masa mendatang. Akhir kata, Saya berharap Tuhan Yang Maha Esa berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga tesis ini membawa manfaat.

Jakarta, 13 Januari 2012



Rahmawan Dicky Widyantoro

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

---

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

Nama : Rahmawan Dicky Widyantoro

NPM : 0906578964

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

**“ANALISIS TEKNO-EKONOMI PEMANFAATAN GAS SUAR BAKAR  
PADA LAPANGAN MINYAK OSEIL, SERAM NON-BLOK BULA  
SEBAGAI BAHAN BAKAR GAS PLN BULA”**

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

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Jakarta

Pada tanggal : 13 Januari 2012

Yang menyatakan



**(Rahmawan Dicky Widyantoro)**

## ABSTRAK

Nama : Rahmawan Dicky Widyantoro  
Program Studi : Manajemen gas-Teknik Gas & Petrokimia  
Judul : Analisis tekno-ekonomi pemanfaatan gas suar bakar pada Lapangan Minyak Oseil Seram Non-Blok Bula sebagai bahan bakar gas PLN Bula

Aktivitas pembakaran gas sisa (Gas flare) pada lapangan Oseil milik PT. CSEL dinilai tidak ekonomis, sementara terdapat perusahaan listrik (PLN) yang membutuhkan energi alternatif sebagai pengganti HSD untuk bahan bakar pembangkit. Thesis ini membahas aspek keteknikan dan keekonomian penggunaan gas sisa sebagai bahan bakar turbin untuk PLN Kabupaten Bula. Investasi yang digunakan, yaitu unit pemurnian gas DEA-MDEA, pipa transmisi, dan turbin gas atau modul bifuel. Unit pemurnian gas diinvestasikan oleh produsen gas (PT.CSEL), sedangkan pipa transmisi dan turbin gas atau modul bifuel diinvestasikan oleh PLN. Sistem pemurnian gas amin DEA15%MDEA 20% efektif menurunkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> gas umpan dari 1,79 % dan 6,95 % mol menjadi 0,96 ppm dan 0,01% mol dengan laju alir 44.000 kg/h dan energi 370.800 kJ/h. Pengiriman gas dilakukan dengan menggunakan pipa baja karbon 3in skedul 40 sepanjang 5 km dengan laju alir gas di dalam pipa sebesar 16,885 m/s dan penurunan tekanan 15,59%. Penggunaan turbin gas secara ekonomi lebih menguntungkan dibandingkan dengan penggunaan modul bifuel. Penggunaan turbin gas menghasilkan NPV positif pada penggunaan harga gas lebih dari 3,5\$/MMBTU, namun pada penggunaan modul gas terjadi jika harga gas lebih dari 5\$/MMBTU. Berdasarkan pertimbangan aspek keekonomian dari produsen gas dan PLN, harga gas 6\$/MMBTU  $r = 7%$  dengan penggunaan skenario turbin gas layak secara ekonomi karena periode pengembalian investasi yang singkat, yaitu 0,6 tahun untuk produsen gas IRR 31,90% dan 2 tahun untuk PLN IRR 27,85%. Sehingga PLN dapat menghemat biaya produksi sampai 1.101.571,24 \$ pertahun dan produsen gas dapat memperoleh keuntungan bersih sebesar 210.621 \$ pertahun.

Kata kunci:

Transmisi gas, modul bifuel, turbin gas, pemurnian gas DEA-MDEA

## ABSTRACT

Name : Rahmawan Dicky Widyantoro  
Study program : Manajemen gas-Teknik Gas & Petrokimia  
Title : Techno-economic analysis of flare gas utilization on  
the oseil oil field of Seram Non Block Bula for PLN-Bula  
fuel

The gas flaring activity on the Oseil field owned by PT. CSEL considered uneconomical, while there's electricity company (PLN) which require an alternative energy to substitute HSD for generator fuel. Discussions in this thesis are aspect of engineering and economical of gas utilization as fuel of turbines to PLN of Bula District. Investments are used, there are the sweetening unit of gas DEA-MDEA, transmission pipelines, and gas turbine, or bifuel module. Gas sweetening unit invested by the gas producer (PT.CSEL), while the transmission pipeline and a gas turbine or module bifuel invested by PLN. The amine gas purification system DEA 15% MDEA 20% effective in reducing of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> contents, the feed gas are 1.79% and 6.95% reduced to 0.96 ppm and 0.01% mol with a flow rate of 44,000 kg/h and energy of 370 800 kJ/h. Gas is transmitted by using a carbon steel pipe 3 inch with schedule of 40 along the 5 km with a flow rate of gas in the pipes of 16.885 m/s and pressure drop 15.59%. Gas turbines usage is economically more advantageous than modules bifuel usage. Gas turbines usage generate a positive NPV on the use of gas prices over \$ 3,5\$/MMBTU, nevertheless the NPV of module gas will be positive when the gas prices more than 5 \$/MMBTU. Based on consideration of economic aspects of gas producers and PLN, the gas prices \$ 6/MMBTU  $r = 7\%$  with gas turbines scenarios are economically is feasible, because investment return can be achieved in a short time, that is: 0,6 year for gas producers IRR of 31,90% and 2-year for PLN 27,85% IRR. So that PLN could save on production costs up to \$ 1.101.571,24 per year and gas producers can earn a net profit of \$ 210.621 per year.

Key word:

Gas transmission, bifuel module, gas turbine, gas sweetening DEA-MDEA



## DAFTAR ISI

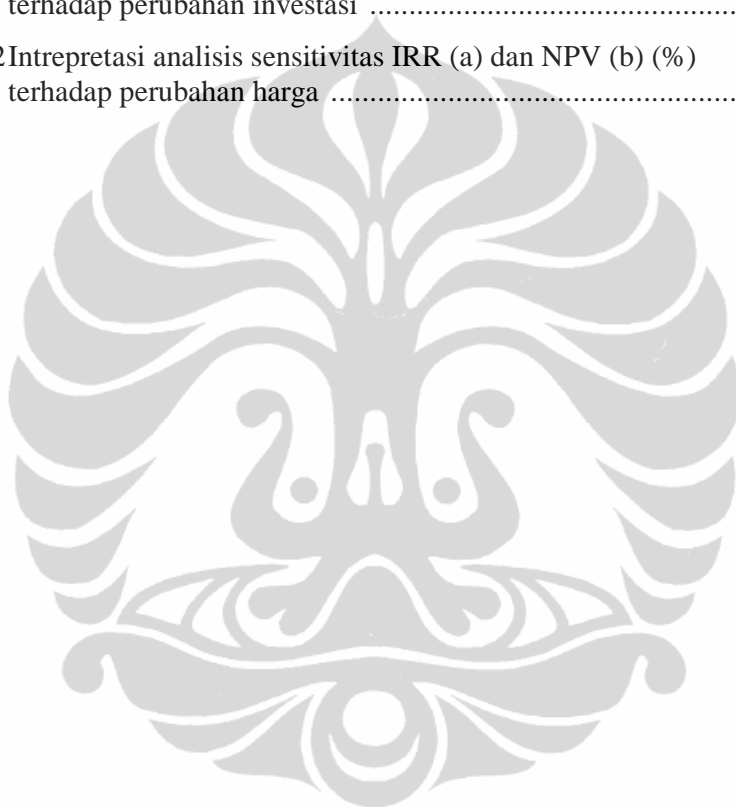
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>viii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>x</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN</b> .....	<b>xiii</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>14</b>
1.1 Latar belakang permasalahan .....	<b>14</b>
1.2 Perumusan masalah .....	17
1.3 Tujuan penelitian .....	17
1.4 Batasan masalah .....	17
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b> .....	<b>18</b>
2.1 Gas Alam .....	18
2.1.1 Definisi Gas Alam .....	18
2.1.2 Spesifikasi bahan bakar gas turbin .....	20
2.2 Proses Pemurnian Gas .....	20
2.2.1 Senyawa alkanolamin sebagai penyerap kimiawi .....	24
2.2.1.1 Dietanol amin (DEA) .....	24
2.2.1.2 Metil dietanolamin (MDEA) .....	24
2.2.1.3 Campuran amin (MDEA/DEA) .....	25
2.2.2 Reaksi alkanolamin dengan CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S .....	26
2.2.3 Simulasi pemurnian gas dengan HYSYS .....	27
2.2.4 Biaya operasi dan investasi proses pemurnian gas .....	30
2.3 Transportasi Gas-Pipa .....	31
2.3.1 Material pipa .....	32
2.3.2 Spesifikasi gas pipa .....	34
2.3.3 Regulasi penggelaran pipa .....	35
2.4 Pembangkit Listrik-Gas .....	36
2.4.1 Prinsip kerja turbin gas .....	36
2.4.2 Modul bifuel Diesel-gas .....	37
2.5 Geografis Seram Timur .....	38
2.5.1 Deskripsi Lapangan Oseil .....	38
2.5.2 Proses Produksi .....	39
<b>BAB III METODE PENELITIAN</b> .....	<b>40</b>
3.1 Alur metode penelitian .....	40
3.2 Analisis <i>supply</i> dan <i>demand</i> .....	42
3.3 Analisis aspek teknis proyek .....	42
3.3.1 Teknis pemurnian gas .....	42
3.3.1.1 Prosedur simulasi HYSYS .....	43

3.3.2 Teknis pipa transmisi .....	46
3.3.2.1 Survey lingkungan dan pengumpulan data .....	46
3.3.2.2 Penentuan aspek teknis pipa .....	47
3.4 Analisis ekonomi proyek .....	48
3.4.1 Investasi peralatan .....	48
3.4.1.1 Penentuan investasi sistem pemurnian gas .....	48
3.4.1.2 Penentuan investasi pipa .....	48
3.4.1.3 Pemilihan pembangkit .....	48
3.4.2 Analisis kelayakan proyek .....	49
3.4.2.1 Penentuan harga gas .....	49
3.4.2.1.1 Nilai sekarang bersih (NPV).....	49
3.4.2.1.2 Tingkat pengembalian internal .....	50
3.4.2.1.3 Periode pengembalian (PBP).....	51
3.4.2.1.4 Benefit-cost ratio.....	51
3.4.3 Analisis sensitivitas .....	52
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>53</b>
4.1 Analisis pasokan dan kebutuhan gas ( <i>supply and demand</i> ) .....	53
4.2 Pemurnian gas .....	55
4.3 Transmisi gas .....	60
4.4 Analisis ekonomi .....	61
4.4.1 Keekonomian sistem pemurnian gas .....	61
4.4.2 Keekonomian perpipaan.....	63
4.4.3 Keekonomian pemilihan turbin gas .....	63
4.4.4 Penentuan harga gas.....	65
4.5 Analisis sensitivitas .....	67
<b>BAB V SIMPULAN .....</b>	<b>70</b>
<b>DAFTAR REFERENSI .....</b>	<b>71</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1	Peta wilayah Kecamatan Bula, Kepulauan Seram Timur (Sumber : CSEL Drawing 2010).....	15
Gambar 2.1	Acuan pemilihan proses pemurnian gas untuk penghilangan CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S (Gudmunsson JS et al, 2011) .....	21
Gambar 2.2	Skema unit pemurnian gas dengan penjerap amin (Polasek JC dan Iglesias-Silva GA, 2006) .....	22
Gambar 2.3	Reaksi antara alkanolamin dengan H <sub>2</sub> S.....	26
Gambar 2.4	Reaksi antara amina tersier dengan CO <sub>2</sub> (jalur asamkarbonat) .....	27
Gambar 2.5	Reaksi antara amine primer dan sekunder dengan CO <sub>2</sub> (Jalur karbamat) .....	27
Gambar 2.6	Skema proses pemurnian gas dengan HYSYS dengan laju alir 173.000 SCMh (Mirzei S dan Aliabad Z, 2009) .....	28
Gambar 3.1	Alur metode penelitian .....	40
Gambar 3.2	Diagram alir proses pemurnian gas .....	43
Gambar 3.3	<i>Fluid package Basis (Amine fluid package)</i> .....	43
Gambar 3.4	Pemilihan komponen gas <i>inlet</i> .....	44
Gambar 3.5	Diagram alir proses amin sebelum disimulasikan .....	44
Gambar 3.6	Jendela spesifikasi <i>sour gas</i> .....	45
Gambar 3.7	Diagram alir proses penentuan aspek teknik pipa transmisi.....	46
Gambar 3.8	Diagram alir penentuan aspek teknis pipa dengan perangkat lunak Pipe Flow .....	47
Gambar 3.9	Hubungan NPV terhadap faktor diskon .....	50
Gambar 4.1	Prediksi produksi gas CSEL selama umur proyek 15 tahun ke depan(Sumber: data prediksi gas terasosiasi CSEL 2011-2026) .....	54
Gambar 4.2	Fluktuasi produksi gas sisa CSEL sebagai gas flare (Sumber: data prediksi eksplorasi gas terasosiasi CSEL) .....	54
Gambar 4.3	Rencana instalasi sistem pemurnian gas terhubung dengan peralatan eksisting (Sumber: OSI-80PF-Fuel gas sistem PT CSEL .....	56
Gambar 4.4	Kurva optimisasi konsentrasi DEA-MDEA .....	58
Gambar 4.5	Profil kinerja kolom penyerap .....	59
Gambar 4.6	Profil kinerja kolom regenerasi.....	59

Gambar 4.7 Rencana jalur pipa transmisi gas CSEL-PLN.....	60
Gambar 4.8 Kurva pengaruh NPV terhadap perubahan harga gas pada Skenario turnbin gas .....	65
Gambar 4.9 Kurva NPV terhadap perubahan harga gas pada skenario modul gas .....	66
Gambar 4.10 Kurva NPV skenario modul bifuel tanpa penambahan Sistem pemurnian gas-amine .....	67
Gambar 4.11 Interpretasi analisis sensitivitas IRR (a) dan NPV (b) (%) terhadap perubahan investasi .....	68
Gambar 4.12 Interpretasi analisis sensitivitas IRR (a) dan NPV (b) (%) terhadap perubahan harga .....	69



## DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Komponen-komponen kimia di dalam gas alam .....	18
Tabel 2.2	Spesifikasi karakteristik bahan bakar gas alam sebagai bahan bakar turbin gas .....	20
Tabel 2.3	Spesifikasi teknis proses pemurnian gas menggunakan amin ...	26
Tabel 2.4	Biaya investasi proses pemurnian gas dengan berbagai metode	30
Tabel 2.5	Biaya produksi dengan berbagai metode pemurnian gas .....	31
Tabel 2.6	Standar perpipaan spesifik terhadap jenis pipa .....	33
Tabel 2.7	Spesifikasi gas alam pipa (Khoiroh I 2009) .....	34
Tabel 2.8	Harga pipa dan aksesoris pipa baja karbon dan polietilen per 60 m .....	34
Tabel 2.9	Klasifikasi lokasi penggelaran pipa transmisi minyak, gas, dan pipa induk .....	35
Tabel 2.10	Jarak minimum pipa penyalur .....	36
Tabel 4.1	Status pembangkit PLN Bula.....	53
Tabel 4.2	Komposisi penyerap amin optimum hasil simulasi HYSYS 3.1	57
Tabel 4.3	Hasil perhitungan diameter pipa dengan simulator Pipe Flow ...	61
Tabel 4.4	Perbandingan biaya operasi dari komposisi campuran amin optimum.....	62
Tabel 4.5	Biaya investasi dan operasi pipa transmisi MPF-PLN.....	63
Tabel 4.6	Biaya produksi bahan bakar pembangkit pertahun .....	64
Tabel 4.7	Biaya produksi dan investasi turbin gas dan modul bifuel.....	64
Tabel 4.8	Analisis kelayakan ekonomi terhadap 2 skenario pilihan .....	66
Tabel 4.9	Nilai IRR dan NPV terhadap perubahan biaya investasi.....	68

## DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1	Laporan 3 bulanan produksi gas PT Citic Seram Energy Ltd 2009-2011 .....	74
Lampiran 2	Prediksi gas CSEL sepanjang umur proyek (15 tahun kedepan)	75
Lampiran 3	Diagram alir proses pemurnian gas DEA15% MDEA 20% .....	76
Lampiran 4	Kondisi teknis aliran fluida pada sistem pemurnian gas DEA 15% MDEA20% 2009-2011 .....	77
Lampiran 5	Simulasi pipa gas menggunakan perangkat lunak Flow expert didapatkan diameter pipa baja karbon 3 inch sched 40 .....	78
Lampiran 6	Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai diameter .....	79
Lampiran 7	Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai Diameter (lanjutan lampiran 6) .....	80
Lampiran 8	Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai Diameter (lanjutan lampiran 7) .....	81
Lampiran 9	Perhitungan cash flow produsen gas skenario turbin gas .....	82
Lampiran 10	Perhitungan cash flow PLN skenario turbin gas .....	83
Lampiran 11	Perhitungan cash flow produsen gas skenario modul bifuel .....	84
Lampiran 12	Perhitungan Cash Flow PLN skenario modul bifuel .....	85

# BAB 1

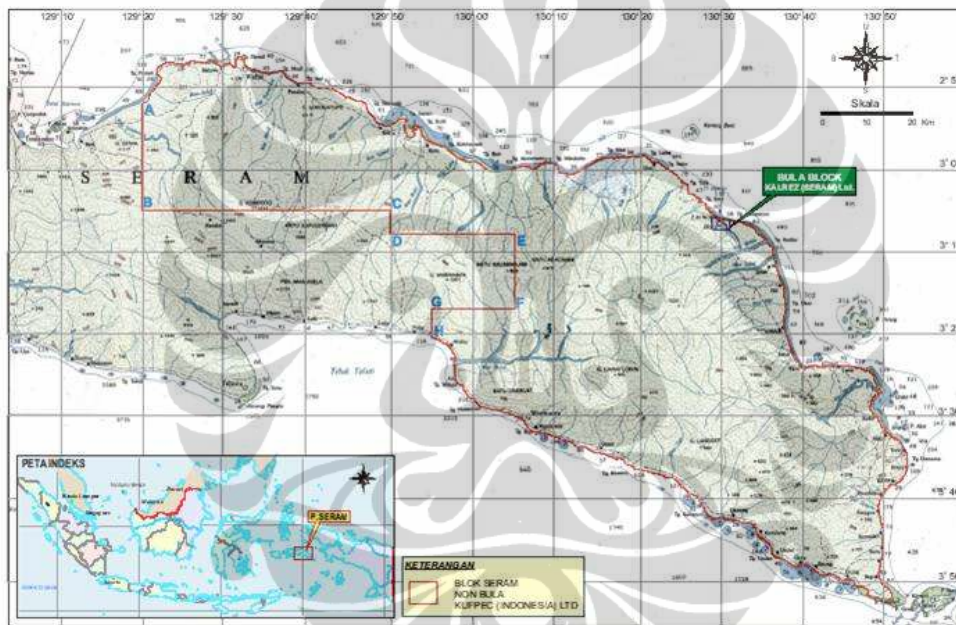
## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar belakang permasalahan

Energi fosil khususnya minyak bumi merupakan sumber energi utama dan sumber devisa negara. Sementara itu, konsumsi energi minyak terus meningkat sejalan dengan laju pertumbuhan ekonomi dan penambahan penduduk. Berdasarkan data *BP statistical review* 2010, laju penemuan cadangan minyak baru terlihat tidak signifikan dibandingkan dengan laju produksi minyak pertahun dengan rasio R/P (cadangan / produksi) sebesar 11,8. Sebaliknya, gas memiliki rasio R/P yang lebih besar dari minyak, yaitu sebesar 44,3 menandakan bahwa cadangan gas alam di Indonesia lebih besar dibandingkan dengan minyak dan belum diproduksi secara maksimal. Sasaran kebijakan energi nasional yang termaktub dalam PP RI No 5 tahun 2006 mengenai pengurangan konsumsi energi minyak nasional sampai kurang dari 20 % dan peningkatan konsumsi gas menjadi di atas 30 % pada tahun 2025 mendorong optimalisasi penggunaan gas sebagai pengganti energi minyak. Jumlah cadangan gas alam yang berlebih ini diharapkan mampu mendukung proses diversifikasi energi Indonesia, sehingga menciptakan industri yang efisien dan ramah lingkungan.

Kebijakan pengembangan industri migas yang ramah lingkungan adalah suatu konsep untuk mewujudkan sistem penyediaan dan pemanfaatan migas yang berkelanjutan melalui efisiensi pemanfaatan migas dan penggunaan teknologi serta pembudayaan pola hidup hemat energi. Pemanfaatan gas terasosiasi yang tidak ekonomis sebagai gas *flare* dianggap sebagai salah satu sumber penghasil gas rumah kaca penyebab pemanasan global. Sistem *flare* merupakan sistem pengaman gas organik mudah menguap yang tidak diperlukan dengan cara pembakaran pada udara terbuka menggunakan suatu *burner tip*, bahan bakar, dan oksigen untuk menghasilkan destruksi campuran VOC (senyawa organik mudah menguap) mendekati 98% (Stone KD 1995). Kebijakan pemerintah untuk mengalihkan penggunaan BBM menjadi gas untuk pembangkit listrik PLN merupakan salah satu solusi untuk mengurangi pemanasan global akibat emisi gas flare.

Kondisi geografis Provinsi Maluku sebagai wilayah kepulauan dan terpisah dengan lautan menyebabkan akses bahan bakar minyak untuk pembangkit listrik seringkali mengalami keterlambatan dan bersifat tidak ekonomis. Kondisi geografis Maluku yang berkepulauan menyebabkan permintaan listrik terbagi-bagi pada masing-masing pulau. Jenis pembangkit yang akan dioperasikan di Papua dan Maluku diperkirakan sampai tahun 2020 terdiri dari PLTD, PLTA, PLTU Batubara dan PLTP dengan kapasitas PLTD sebesar 300 MW, PLTA sebesar 90 MW, PLTU Batubara sebesar 139 MW, dan PLTP sebesar 7,2 MW (Wahid MA 2011).



Gambar 1.1 Peta Wilayah Kecamatan Bula, Kepulauan Seram Timur  
(Sumber: CSEL Drawing 2010)

Desa Bula, Kabupaten Seram Timur merupakan salah satu kabupaten di wilayah Provinsi Maluku dengan jumlah penduduk 24.034 kepala. Menurut laporan PLN Bula setiap harinya diperlukan pasokan listrik dengan beban terendah pada pagi hari sebesar 495 KW dan beban tertinggi pada malam hari sebesar 935 KW dengan konsumsi HSD (high speed diesel) pada saat beban maksimum, yaitu sebesar 5.130 liter per hari. Terdapatnya perusahaan penghasil Migas yang berdekatan dengan fasilitas produksi listrik PLN Bula diharapkan mampu menurunkan biaya produksi listrik PLN Bula dengan penggunaan gas



terasosiasi sebagai bahan bakar pembangkit listrik. Pemanfaatan gas terasosiasi sebagai bahan bakar pembangkit listrik akan mengurangi dampak negatif pada lingkungan serta meningkatkan keekonomian gas terasosiasi milik PT. CITIC Seram Energy Limited. Namun, komponen CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S terkandung dalam gas tersebut menurunkan nilai keekonomian gas sebagai bahan bakar pembangkit listrik.

Penelitian ini akan membahas keekonomian penggunaan gas terasosiasi lapangan Oseil Seram non blok Bula sebagai bahan bakar pembangkit PLN Bula yang merupakan Kontrak bagi hasil produksi antara pemerintah RI dengan PT CITIC Seram Energy Limited yang berada di wilayah Kabupaten Seram Bagian Timur. Laju produksi gas terasosiasi keseluruhan dari lapangan Oseil pada tahun 2010 mencapai 1,3 MMSCFD dengan jumlah gas flare sebesar 348.707 SCFD. Keseluruhan gas terasosiasi ini akan diolah dengan menggunakan proses pemurnian amin pada fasilitas pemrosesan utama (*Main Production Facility / MPF*) untuk menurunkan kandungan komponen gas asam. Gas yang termurnikan kemudian dikirimkan ke PLN melalui pipa transmisi. Jarak antara titik *supply* gas ke fasilitas pembangkit listrik PLN Bula adalah 5 Km. Wilayah penggelaran pipa mengikuti alur jalan raya yang melewati satu buah jembatan dan wilayah pemukiman penduduk sepanjang 3 Km.

Investasi pada penggunaan gas terasosiasi Lapangan Oseil sampai menjadi bahan bakar pembangkit dipengaruhi oleh dua perusahaan stakeholders, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan PT CITIC Seram Energy Limited. Proses pemurnian gas dibebankan kepada PT.CITIC Seram Energy Limited selaku produsen gas terasosiasi, sedangkan infrastruktur pipa dan penambahan genset gas atau alat modul *switching* gas akan dibebankan kepada PLN. Harga gas ditentukan dengan mempertimbangkan biaya investasi dan operasi yang dikeluarkan kedua *stakeholders*.

Berdasarkan latarbelakang diatas, penggunaan gas terasosiasi dari lapangan Seram non blok Bula berkontribusi sebagai bahan bakar gas pembangkit listrik pada Kecamatan Bula. Sehingga biaya produksi listrik diharapkan akan menurun dan nilai gas terasosiasi yang sebelumnya dilakukan flaring dapat bernilai ekonomi.

## 1.2 Perumusan masalah

1. Bagaimana cara mengurangi dampak lingkungan akibat dilakukannya *gas flaring*
2. Bagaimana gas alam dapat menggantikan bahan bakar minyak sebagai bahan bakar pembangkit listrik PLN Bula.
3. Bagaimana gas alam menjadi solusi terbaik untuk kontinuitas listrik Desa Bula sekaligus meningkatkan nilai ekonomi gas flare.

## 1.3 Tujuan penelitian

Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis aspek teknis dan keekonomian penggunaan gas flare sebagai bahan bakar pembangkit listrik PLN Bula, kabupaten Seram Bagian Timur, Provinsi Ambon.

## 1.4 Batasan masalah

1. Bahan bakar gas yang digunakan adalah gas flare pada fasilitas pengumpul lapangan Oseil.
2. Jenis pembangkit listrik yang akan digunakan adalah pembangkit listrik gas dan atau HSD dengan penambahan modul bifuel.
3. *Stakeholders* yang berperan pada penelitian ini, yaitu perusahaan produsen listrik (PLN) dan perusahaan produsen gas (CITIC Seram Energy Limited).
4. Gas yang akan dijual adalah *gas sweet* dengan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> memenuhi spesifikasi gas pipa dan bahan bakar pembangkit.

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Gas Alam

#### 2.1.1 Definisi Gas Alam

Gas alam merupakan campuran gas yang mudah terbakar dengan kandungan senyawa hidrokarbon dalam jumlah besar (Wijanarko et al, 2005). Pada umumnya gas alam mengandung sebagian besar gas metana ( $\text{CH}_4$ ) dan sebagian kecil hidrokarbon rantai panjang, meliputi etana ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), propana ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), isobutana, normal butana, dan lainnya. Gas alam yang belum dilakukan pemrosesan selanjutnya disebut raw gas dengan kandungan komponen nonhidrokarbon, seperti nitrogen, hidrogen sulfida, dan karbon dioksida serta helium, dan merkaptan yang sedikit. Tabel 2.1 merupakan nisbah kandungan komponen kimia pada gas alam.

Tabel 2.1 Komponen-komponen kimia di dalam gas alam

No	Komponen	Nisbah komponen (%mol)
1	Metana (C1)	65% - > 95%
2	Etana (C2)	2% - 15%
3	Propana (C3)	0,25% - 5%
4	Butana (C4)	0% - 5%
5	Pentana (C5+)	0,05% - 2%
6	Nitrogen (N2)	0% - 20%
7	Hidrogen sulfida (H2S)	0% - >15%
8	karbon dioksida (CO2)	0% - >20%

Sumber : (Chandra V, 2006)

Komponen selain hidrokarbon merupakan pengotor yang dapat menurunkan *heating value* gas. Semua komponen pengotor ini, terutama  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$  harus dihilangkan dari gas alam sebelum dialirkan melalui pipa. Karena komponen ini bersifat korosif pada pipa dan berperan sebagai agen pencemar udara. Oksidasi  $\text{H}_2\text{S}$  pada reaksi pembakaran menghasilkan  $\text{SO}_2$  yang merupakan penyebab hujan asam, sedangkan  $\text{CO}_2$  berperan terhadap timbulnya efek rumah kaca (Chandra V 2006).

Gas alam terdapat di alam dengan komposisi yang berbeda-beda, sehingga diperlukan suatu standar yang mengatur mengenai spesifikasi gas alam

sebagai bahan baku industri. Terdapat beberapa parameter yang perlu diperhatikan dalam kontrak jual beli gas, diantaranya adalah :

1. Gas bersifat tidak beracun dan tidak korosif, sehingga membutuhkan proses penghilangan komponen-komponen sulfur, merkuri, dan radioaktif.
2. Pembentukan liquid atau padatan selama proses transmisi dan distribusi dicegah dengan menggunakan sistem dehidrasi.
3. Dapat dilakukan pertukaran (*interchangeability*) dengan gas dari pemasok lain. Sehingga diperlukan batasan *heating value*, *wobbe index*, dan parameter lain yang berhubungan dengan *combustion*. *Wobbe index* merupakan fungsi dari *heating value* dan *specific gravity*. Pengaturan *wobbe index* dan *heating value* sangat penting untuk membatasi jumlah kandungan karbon dioksida yang menyebabkan tingginya nilai *specific gravity*.

Terdapat tiga jenis spesifikasi jaringan gas alam di dunia, yaitu

- Negara-negara asia umumnya mendistribusikan gas sebagai *rich gas*, dengan nilai HHV yang tinggi yaitu  $43 \text{ MJ/m}^3$  ( $1.090 \text{ Btu/scf}$ ) dan dengan nilai *wobbe index* yang besar pula.
- Pada Negara-negara Amerika dan Inggris, gas umumnya didistribusikan sebagai *lean gas* dengan nilai HHV  $42 \text{ MJ/m}^3$  atau lebih rendah ( $1.065 \text{ BTU/scf}$ )
- Pada negara-negara eropa, HHV berkisar antara 39 sampai  $46 \text{ MJ/m}^3$  ( $990-1.160 \text{ BTU/scf}$ ).

### 2.1.2. Spesifikasi bahan bakar gas turbin

Turbin gas umumnya memiliki kemampuan pembakaran dengan spesifikasi bahan bakar gas seperti tercantum dalam Tabel 2.3.

Tabel 2.2 Spesifikasi karakteristik bahan bakar gas alam sebagai bahan bakar turbin gas

No	Karakteristik bahan bakar	Batas maksimum	Batas minimum
1	Tekanan	Bergantung pada unit & tipe pembakar ( <i>Combustor</i> )	Bergantung pada unit & tipe pembakar ( <i>Combustor</i> )
2	Temperatur (°F)	-	Variasi dengan tekanan gas
3	LHV ( <i>Lower heating value</i> ), Btu/scft	-	100-300
4	MWI ( <i>Modified wobbe index</i> )		
	- Absolute limits	54	40
	- Nilai kisaran batas	5%	-5%
5	Rasio <i>flammability</i>		2,2:1
6	Batasan nilai komponen gas alam		
	- Metana	100	85
	- Etana	15	0
	- Propana	15	0
	- Butana dan C4+	5	0
	- Hidrogen	trace	0
	- Karbon monoksida	trace	0
	- Oksigen	trace	0
	- Total inert (N <sub>2</sub> +CO <sub>2</sub> +Ar)	15	0
	- Aromatik (benzena, toluena, dls)	-	0
	- Sulfur	-	0

Sumber : (GE Power sistem, 2002)

## 2.2 Proses Pemurnian Gas

Pemilihan proses pemurnian gas tergantung pada tekanan dan komposisi gas alam, komponen pengotor dan komposisinya, dan kualitas gas alam yang dibutuhkan konsumen. Desain penyerap dan jumlah pelarut yang dibutuhkan ditentukan melalui perilaku penyerapan komponen terkecil yang dapat larut untuk kemudian dihilangkan. Terdapat beberapa proses pemurnian gas, yaitu :

1. Membran

Prinsip pemisahan membran adalah terjadinya difusi gas di dalam polimer membran karena adanya perbedaan tekanan parsial antara komponen-komponen gas lintas membran polimer sehingga menimbulkan perbedaan laju serap gas-gas di dalam membran. Membran yang digunakan dalam proses pemurnian gas adalah suatu polimer tipis yang mampu melewati molekul gas yang dibutuhkan tanpa diikuti oleh pengotor.

2. Adsorpsi

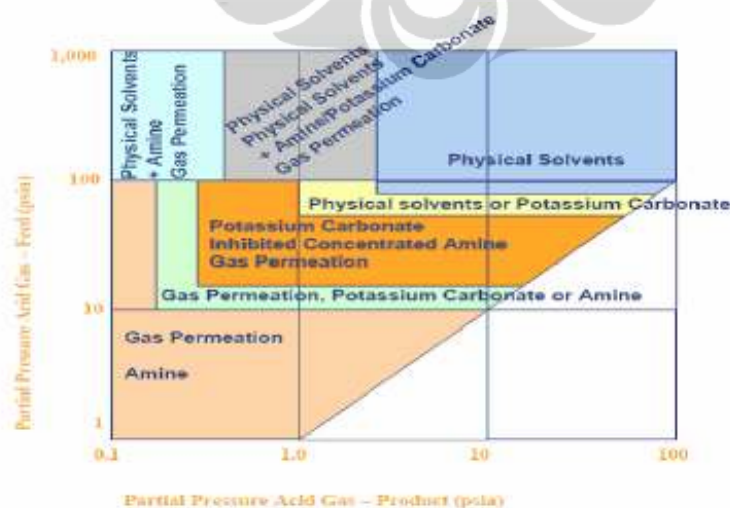
Proses pemisahan adsorpsi pada umumnya dilakukan menggunakan zeolit.

3. Absorpsi fisik

Proses penyerapan fisik efektif pada saat tekanan parsial gas-gas asam relatif tinggi. Tingginya tekanan parsial memberikan tenaga lebih untuk berlangsungnya proses absorpsi. Proses ini optimal pada tekanan gas masukan lebih besar dari 50 psi.

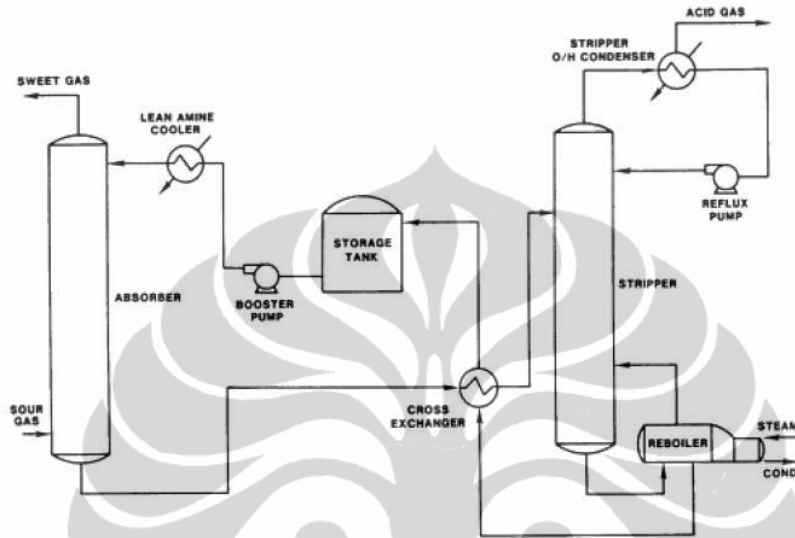
4. Kemisorpsi

Proses kemisorpsi adalah proses penyerapan gas asam dengan menggunakan senyawa kimia. Senyawa kimia yang digunakan pada umumnya adalah larutan Kalium Karbonat dan senyawa Amina (MEA, DEA, MDEA)



Gambar 2.1 Acuan pemilihan proses pemurnian gas untuk penghilangan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S (Gudmunsson JS et al, 2011)

Grafik acuan yang dapat digunakan untuk menentukan metode pemisahan gas terbaik sesuai dengan kondisi gas umpan terangkum dalam gambar 2.1. Pemisahan gas pada penelitian ini dilakukan dengan menggunakan amin sebagai penyerap kimiawi.



Gambar 2.2 Skema unit pemurnian gas dengan penyerap amin (Polasek JC dan Iglesias-Silva GA, 2006)

Gambar 2.2 merupakan gambar unit pemurnian gas dengan penyerap amin. Proses pemurnian gas diawali dengan pengaliran gas asam memasuki kolom absorber, kemudian gas asam tersebut dipertemukan dengan larutan amin dengan arah yang berlawanan (*counter current*). Afinitas larutan amin terhadap gas asam yang tinggi, menyebabkan komponen asam meliputi  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$  terserap kedalam larutan amin sedangkan gas asam termurnikan dan keluar melalui bagian atas absorber (*sweet gas*). Amine yang telah menyerap  $\text{CO}_2$  disebut *rich amine* dan akan menjalani proses flashing (penurunan tekanan) untuk melepaskan komponen hidrokarbon yang terabsorb dan proses regenerasi di kolom stripper untuk melepaskan  $\text{CO}_2$  dari amine. Kondisi operasi stripper adalah kebalikan dari absorber, dimana proses pelepasan  $\text{CO}_2$  dari rich amine disukai terjadi pada tekanan rendah dan temperatur tinggi. Hal ini bisa terjadi karena proses absorpsi reversible. Karena itulah dipasang reboiler pada bagian bawah stripper untuk menaikkan temperature. Komponen  $\text{CO}_2$  yang terlepas biasanya dibuang ke lingkungan atau menjalani proses pembakaran sebelum

dibuang. Sedangkan amine yang sudah tidak mengandung CO<sub>2</sub> dipompa kembali ke absorber ditambah *make-up* karena adanya loss amine dalam sistem tersebut (Sunandar R 2007).

Hal utama yang perlu diperhatikan dalam mendisain proses yaitu komposisi H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> hasil pemurnian gas yang memenuhi spesifikasi minimum gas pipa, pemilihan bahan penyerap amin, kapasitas peralatan optimum sehingga meminimalkan biaya operasi. Beberapa faktor yang harus dipertimbangkan pada pemilihan desain amin yang ekonomis adalah sebagai berikut (Polasek JC dan Iglesias-Silva GA, 2006) :

1. Laju sirkulasi amin, laju sirkulasi yang lebih lambat dengan konsentrasi amin yang lebih besar sehingga kapasitas penyerapan lebih besar.
2. Ukuran reboiler atau kondenser yang minimalis, ukuran reboiler atau kondenser dapat diminimumkan dengan menggunakan laju sirkulasi amin yang rendah karena energi panas yang diperlukan untuk bereaksi dengan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> lebih rendah.
3. Penyerapan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S bersamaan, proses ini dapat dilakukan dengan penggunaan campuran amin dengan nisbah yang optimum.
4. Pemilihan amina atau campuran amina yang tahan terhadap degradasi sehingga korosifitas produk yang dihasilkan lebih rendah.
5. Penggunaan skema aliran alternatif yang meningkatkan efisiensi proses.

Menurut Astarita et al (1983), sebanyak 50-70% dari investasi awal unit pemurnian gas-amin secara langsung dipengaruhi oleh besarnya laju solvent, dan sekitar 10-20% dari investasi awal tergantung pada kebutuhan energi regenerasi. Selain itu, 70 % dari biaya operasi termasuk tenaga kerja, hasil dari regenerasi. Pemilihan kombinasi amin yang tepat dapat mengurangi kebutuhan energi regenerasi dan laju sirkulasi aliran, pemilihan amin atau kombinasi amin paling cocok terhadap kondisi yang dapat mempengaruhi biaya keseluruhan unit pemurnian gas.



## 2.2.1 Senyawa alkanolamin sebagai penyerap kimiawi

### 2.2.1.1 Dietanolamin (DEA)

Pada umumnya DEA digunakan dengan kisaran 25-35% b/b. Kapasitas penyerapan DEA terhadap gas asam terbatas pada kisaran 0,3-0,35 mol/mol untuk unit berbahan baja karbon. Kapasitas penyerapan gas asam mencapai 1 mol/mol jika menggunakan unit berbahan baja (*stainless steel*). Korosifitas produk degradasi DEA lebih lemah dibandingkan dengan MEA. DEA merupakan alkanolamin sekunder dengan kemampuan penyerapan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang kecil untuk gas berlaju alir rendah, sehingga tidak mampu memenuhi spesifikasi pipa. Umumnya pada tekanan gas rendah, *stripping steam* harus ditingkatkan. Energi DEA yang dibutuhkan untuk bereaksi dengan CO<sub>2</sub> sebesar 653 Btu/lb lebih kecil 25% dibandingkan MEA, sedangkan energi yang dibutuhkan untuk bereaksi dengan H<sub>2</sub>S sebesar 511 BTU/lb.

### 2.2.1.2 Metil dietanolamin (MDEA)

MDEA umumnya digunakan pada konsentrasi 20-50% (b/b). Konsentrasi MDEA yang lebih kecil (% b/b) efektif digunakan pada gas bertekanan rendah. Penyerapan maksimal gas asam pada sistem unit berbahan baja karbon dibatasi sampai 0,7-0,8 mol/mol untuk menghindari efek korosif. Paparan MDEA dengan oksigen membentuk senyawa asam korosif, jika tidak dikeluarkan dari sistem maka akan menghasilkan besi sulfida (FeS) yang bersifat korosif. Energi yang dibutuhkan MDEA untuk bereaksi, yaitu 600 BTU/Lb untuk CO<sub>2</sub>, dan 522 BTU/lb untuk H<sub>2</sub>S. Energi yang diperlukan untuk memecah ikatan kimia yang lebih rendah dibandingkan dengan amin sekunder mengakibatkan jumlah kebutuhan *steam stripping* yang sedikit di kolom regenerator sehingga berakibat pada penurunan biaya *utilities*.

Senyawa MDEA (amina tersier) relatif tidak bereaksi dengan CO<sub>2</sub> membentuk senyawa karbamat karena amin tersier tidak memiliki atom hidrogen yang terikat dengan atom nitrogen sehingga potensi degradasi amin tersier oleh CO<sub>2</sub> sangatlah kecil namun hal ini akan menambah kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas hasil pengolahan (*sweet gas*).

Reaksi dengan H<sub>2</sub>S jauh lebih cepat dibandingkan dengan reaksinya dengan CO<sub>2</sub> sehingga selektivitas terhadap H<sub>2</sub>S lebih besar. MDEA mempunyai kapasitas penyerapan H<sub>2</sub>S yang lebih tinggi (0,5 mol H<sub>2</sub>S/mol MDEA) dibandingkan dengan amina sekunder (0,3 mol H<sub>2</sub>S/mol amina).

#### 2.2.1.3 Campuran amina (MDEA/DEA)

Campuran amina pada umumnya merupakan campuran antara MDEA dan MEA/DEA. MDEA digunakan sebagai campuran untuk meningkatkan kemampuan penghilangan CO<sub>2</sub>. Campuran ini menggunakan MDEA sebagai dasar amina dengan DEA dan MEA sebagai *secondary* amina-nya. *Secondary* amina ini umumnya mengandung kurang dari 20% (mol/mol) dari total amina. Penambahan MEA/DEA memperbesar batasan konsentrasi amina yang dapat digunakan mencapai 55% (b/b) tanpa penggunaan bahan metal khusus. Tetapi komposisi campuran amina yang optimum untuk menurunkan konsentrasi H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> bersamaan menjadi masalah yang sering timbul.

Beberapa penelitian telah dilakukan untuk mengoptimasi jumlah campuran amina yang efektif untuk menurunkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> pada gas asam sehingga memenuhi spesifikasi, diantaranya adalah, Zamaniyan A dan Behroozsarand (2010) mengoptimasi nisbah DEA/MDEA dengan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> masukan sebesar 0,68 % dan 19,38% mol serta laju alir massa sebesar 108448,8 kg/h, didapatkan hasil nisbah optimum DEA/MDEA sebesar 20%/10% dengan tekanan dan suhu regenerasi sebesar 3 bar dan 94,92 °C dengan tekanan regenerator 1,53 Bar. Elgarni M et al (2007), mendapatkan konsentrasi terbaik untuk proses absorpsi H<sub>2</sub>S dari gas alam pada konsentrasi campuran amina 30% MDEA/10% DEA; 40% MDEA/5% DEA; dan 40% MDEA/10% DEA. Kondisi teknis proses pemurnian gas berdasarkan penyerapannya terlampir pada Tabel 2.3 berikut,

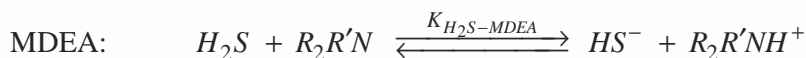
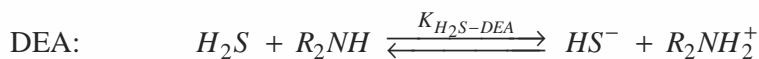
Tabel 2.3 Spesifikasi teknis proses pemurnian gas menggunakan amin

No	Deskripsi	MEA	DEA	MDEA
1	Daya serap gas asam (scf/gal pada 100F)	3,1-4,3	3,8-5,0	3,0-7,5
2	Daya serap gas asam (mol/mol amin)	0,33-0,40	0,35-0,65	0,2-0,55
3	Larutan residu lean gas asam (mol/mol amin)	0,12 ±	0,08 ±	0,005-0,01
4	Larutan rich gas asam (mol/mol amin)	0,45-0,52	0,43-0,73	0,4-0,55
5	Konsentrasi larutan (% b/b)	15-25	25-35	40-50
6	Kisaran heat duty reboiler (Btu/gal) larutan lean amin	1000-1200	900-1000	800-1200
7	Panas steam pada reboiler (Mbtu/hr-ft <sup>2</sup> )	9-10	9-10	9-10
8	Nilai rerata heat flux pada direct fired reboiler (Mbtu/hr-ft <sup>2</sup> )	8-10	8-10	8-10
9	Reclaimer steam bundle / fire tube (Mbtu/hr-ft <sup>2</sup> )	6-9	N/A	N/A
10	Suhu reboiler (F)	25-260	230-250	230-260
11	Panas reaksi (Btu/lb H <sub>2</sub> S)	550-670	500-600	450-520
12	Panas reaksi (Btu/lb CO <sub>2</sub> )	620-700	580-650	570-600

Sumber : (Gudmundsson et all 2011)

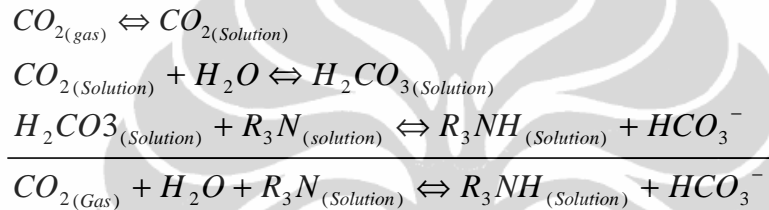
## 2.2.2 Reaksi alkanolamin dengan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S

Reaksi penyerapan komponen H<sub>2</sub>S terjadi di dalam kontaktor untuk amin primer, sekunder dan tersier. Reaksi tahap dua berlangsung cepat sehingga laju absorpsi H<sub>2</sub>S hanya dapat dikontrol melalui laju difusi H<sub>2</sub>S dari uap ke fase cair (tahap 1). Penyerapan H<sub>2</sub>S dilakukan mendekati kondisi kesetimbangan dan *rich loading* H<sub>2</sub>S diatur melalui pengaturan suhu absorber, tekanan parsial H<sub>2</sub>S, dan konsentrasi amin.

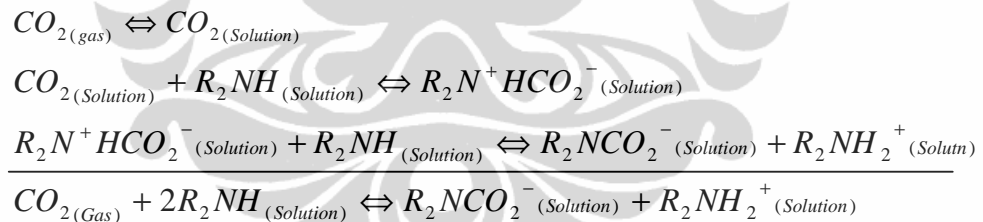


Gambar 2.3 Reaksi antara alkanolamin dengan H<sub>2</sub>S

Reaksi penyerapan komponen CO<sub>2</sub> berlangsung melalui dua tahap reaksi paralel, yaitu melalui jalur karbamat (amina primer dan sekunder) dan asam karbonat (Amina tersier). Mekanisme reaksi melalui asam karbonat dimulai dengan reaksi hidrasi CO<sub>2</sub> membentuk asam karbonat kemudian dinetralkan dengan amina membentuk garam bikarbonat. Laju absorpsi CO<sub>2</sub> melalui mekanisme asam karbonat dibatasi oleh hidrasi CO<sub>2</sub> yang relatif lambat. Mekanisme reaksi melalui karbamat secara serta merta terjadi melalui transfer proton antara amina dan CO<sub>2</sub> membentuk ion karbamat. Reaksi karbamat yang berlangsung cepat menurunkan tingkat selektifitas CO<sub>2</sub> (Arkema, 2011).



Gambar 2.4 Reaksi antara amina tersier dengan CO<sub>2</sub> (jalur asamkarbonat)



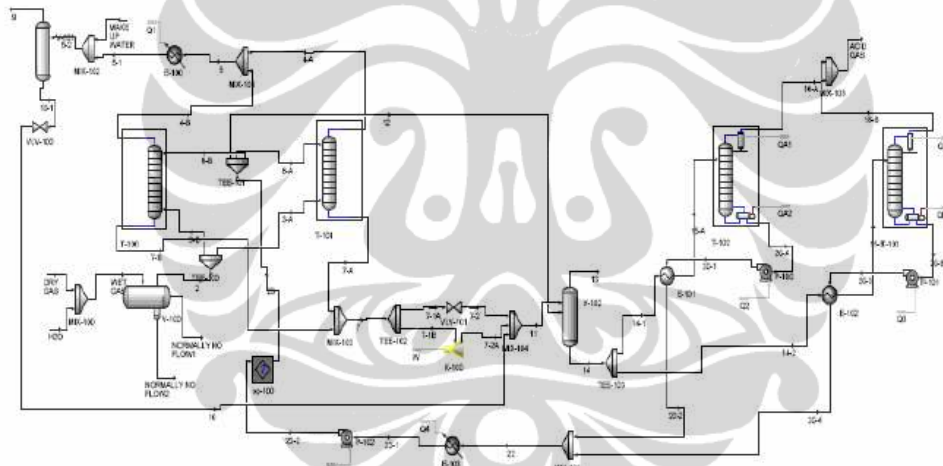
Gambar 2.5 Reaksi antara amine primer dan sekunder dengan CO<sub>2</sub> (Jalur karbamat)

### 2.2.3 Simulasi pemurnian gas dengan HYSYS

Hyprotech Hysys v3.1 merupakan perangkat lunak yang baik digunakan untuk proses simulasi keadaan steady dan dinamis. Perangkat lunak ini berisi tentang *tools* untuk mengestimasi karakteristik fisik dan fase kesetimbangan cair-uap, kesetimbangan panas / material, desain sistem, optimisasi proses migas dan peralatan proses. Program ini dibangun dengan teknologi yang teruji sejak 2 dekade sebagai pelengkap perangkat simulasi pada industri migas. *Hysys*

merupakan perangkat lunak yang interaktif dan fleksibel sehingga memudahkan penggunaanya dalam mendesain, memantau, *troubleshooting*, memajukan proses operasi, dan pengaturan asset. Sehingga, mampu meningkatkan produktifitas, reliability, pembuatan keputusan dan profitability pada siklus hidup industri (*Plant life cycle*).

Informasi yang dibutuhkan berkaitan dengan karakteristik komponen, dan penghitungan karakteristik fisik terkandung di dalam mode *fluid package*. Pemilihan moda *fluid package* yang tepat sangatlah penting. Pemilihan model termodinamika yang tepat selama simulasi proses pun diharuskan sebagai titik awal untuk ketepatan pemodelan proses. Pada simulasi proses amin biasanya digunakan amin fluid package dan termodinamika *pent-Eisentberg* dan *vapour phase models*.



Gambar 2.6 Skema proses pemurnian gas dengan HYSYS dengan laju alir 173.000 SCMh (Mirzei S dan Aliabad Z, 2009)

Setelah fluid package dan model termodinamika dipilih, kemudian dilakukan penyusunan simulasi lingkungan (unit yang digunakan / *simulation environment*) yang merupakan detail diagram proses alir (PFD) pada suatu fasilitas. Simulasi penyusunan PFD dicapai melalui pemberian informasi data fisik, termodinamika, dan pengiriman pada aliran dan peralatan yang digunakan. Data input minimum yang diperlukan, yaitu suhu, tekanan dan laju alir. Simulasi telah selesai dilakukan jika data-data yang dibutuhkan pada semua unit dan

aliran telah terselesaikan dan konvergen. Unit yang dipilih untuk proses pemurnian gas menggunakan amine adalah sebagai berikut

1. Separator bertekanan tinggi (*HP inlet separator*) : memiliki fungsi untuk menghilangkan air yang terikut dengan gas dari pipa / *slug catcher* sebelum memasuki *absorber*. vertikal separator digunakan untuk mengefektifkan penanganan *liquid slug* dan membatasi penguapan kembali cairan.
2. Kontaktor DEA : tempat terjadinya penyerapan komponen gas asam oleh penyerap amin. Larutan amin mengalir dari bagian atas kolom dan gas asam dari bagian bawah kolom
3. *Throttling valve*: valve yang digunakan untuk mengesponsikan *rich amine* yang datang dari kontaktor bertekanan tinggi. Hal ini dilakukan dengan menurunkan tekanan aliran sebelum memasuki *flash tank*
4. *Flash tank*, Gas yang berasal dari *throttling valve* diflash untuk menghilangkan komponen-komponen hidrokarbon yang terbawa oleh *rich amin*, unit ini berfungsi sebagai unit pemurnian hidrokarbon.
5. *Amine-amine heat exchanger: Rich / lean exchanger* merupakan peralatan penyimpan panas dimana lean solvent panas memanaskan rich solvent yang lebih dingin. Penurunan tekanan *shell* dan *tube side* diatur sebesar 70 kpa dan kehilangan panas (*heat loss*) diasumsikan tidak ada (0). *Heat exchanger* membantu untuk meningkatkan suhu pelarut *rich amin* sebelum memasuki *stripper*, dengan demikian mengurangi beban kerja boiler
6. *Amine still* : tergantung dari tipe pelarut yang digunakan, pada umumnya digunakan 20 tray atau ekuivalennya.
7. *amine cooler, reflux condenser; Condenser tube* harus terbuat dari *stainless steel*
8. *Reflux accumulator*: Vessel ini memisahkan air reflux (*reflux water*) dan air dengan konsentrasi gas asam yang tinggi. *Reflux accumulator* yang digunakan memiliki ketebalan 4 inchi sampai 8 inchi.
9. *Solvent reboiler. Reboiler* yang digunakan ini bertipe *direct-fired fire tube* atau *cabin heater*, atau *indirect hot oil* atau unit *steam heated*. Laju

panas dijaga berada pada kisaran 7500-10000 Btu/hr-ft<sup>2</sup> untuk menjamin tidak adanya permukaan pelarut yang terbakar. *Exchanger* ini menghasilkan steam yang diperlukan untuk pemanasan dan meregenerasi pelarut kembali ke keadaan *lean* (tanpa gas asam).

10. *Cooler*: lean amine dari *re boiler* memasuki amine-amine *heat exchanger* untuk didinginkan sebelum memasuki *absorber* kembali. Oleh karena pengoperasian *absorber* efisien pada suhu rendah maka *pressure drop across* pendingin berada pada kisaran 35 Kpa dengan duty 1.097E+7 kJ/h
11. Pompa: pompa sentrifugal refluks dan *booster* diinstal untuk mengatur proses *recycle lean solvent* pada tekanan operasi *absorber*. pemilihan pompa sirkulasi dipengaruhi oleh tekanan operasi kontaktor dan laju alir pelarut. Pompa sentrifugal biasanya diatur dengan efisiensi adiabatik 75% untuk *low head cases* dan volume besar,

#### 2.2.4 Biaya operasi dan investasi proses pemurnian gas

Biaya yang dikeluarkan pada unit pemurnian gas meliputi biaya investasi dan biaya operasi. Biaya investasi merupakan biaya pembelian unit pemurnian gas. Tabel 2.4 dan 2.5 merupakan perkiraan biaya investasi dan produksi berbagai unit pemurnian gas dengan laju alir gas sebesar 10 MMSCFD, *on shore* dengan karakteristik H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> sebesar 0,5 % dan 2 % serta tekanan operasi 1000 psia).

Tabel 2.4 Biaya investasi proses pemurnian gas dengan berbagai metode

No	Proses pemurnian	Biaya investasi USD/1000
1	Amin/LOCAT <sup>1</sup>	3920
2	Amin/LOCAT II <sup>1</sup>	3765
3	LOCAT <sup>1</sup>	4610
4	LOCAT II <sup>1</sup>	2585
5	Sulferox <sup>1</sup>	2842
6	Fluor	2636
7	Selexol <sup>®</sup>	3100
8	Amin 2,5 MMSCFD	700

Sumber: (Monnery WD, 2005)

Tabel 2.5 Biaya produksi dengan berbagai metode pemurnian gas

No	Proses pemurnian	Biaya produksi (USD/L)
1	LOCAT/Sulferox <sup>1</sup>	369-724
2	CrystaSulf Direct <sup>2</sup>	295
3	Thiopaques <sup>3</sup> Xergy Direct Oxidation c/w Tail Gas	213-338
4	Clean Up <sup>4</sup>	125-148

Sumber: (Monnery WD, 2005)

### 2.3 Transportasi Gas-Pipa

Banyak faktor yang harus dipertimbangkan di dalam merancang pipa transmisi gas, meliputi spesifikasi gas yang dialirkan, kondisi design, alokasi pasokan dan pasar, *code* dan standar akses jalur dan topografi, dampak lingkungan, dampak hidrologi, dampak seismik dan vulkanik serta keekonomian. Pembangunan jaringan distribusi pipa gas bumi diperlukan beberapa tahapan, yang terdiri dari : *feasibility study*, *routing*, volume gas yang dialirkan, kontur geografi, ukuran pipa, dan asesoris pipa.

Gas alam yang akan ditransmisikan melalui pipa harus sesuai dengan spesifikasi gas pipa. Faktor-faktor yang mempengaruhi penentuan ukuran pipa dalam suatu sistem perpipaan adalah :

1. Penurunan tekanan yang diperbolehkan dari titik pengiriman sampai ke peralatan
2. Jumlah permintaan gas maksimum
3. Panjang pipa dan jumlah fitting
4. Spesifik gravity gas
5. Faktor diversitas



### 2.3.1 Material pipa

Material pipa spesifik terhadap standar pembuatannya dibagi menjadi sebagai berikut (Saputra AH, 2009):

1. Steel Pipe

API 5L, ASTM A 53, ASTM A 106, ASTM A 134, ASTM A 135, ASTM A 139, ASTM A 333, ASTM A 38, ASTM A 671, ASTM A 672

2. Iron Pipe

Ductile iron pipe ANSI A21.52

3. Plastic pipe

ASTM D 2513 – pipa gas termoplastik, *tubing*, dan *fitting*

ASTM D 2517 – Pipa gas resin epoksi dan  *fittings*

*Iron pipe* biasa digunakan pada perpipaan transmisi dan distribusi gas. Pipa jenis ini harus memenuhi standar ANSI/ASME B31.8. Diameter *ductile (modular) centrifugally cast iron pipe* tidak boleh kurang dari 3 in (ketebalan : 76,22 mm) tanpa sambungan. Pipa ini hendaknya dilengkapi dengan *mechanical joints* yang sesuai dengan standar. Pipa ini tidak boleh diinstal pada tanah yang kurang stabil, di bawah konstruksi bangunan. Schedule 40 minimum digunakan untuk *steel dan wrought iron pipe* dengan tekanan maksimum yang diperbolehkan sebesar 125 psig; untuk tekanan yang lebih tinggi, steel piping harus mengacu kepada ANSI/ASME B31.1, ANSI/ASME B31.8, sistem transmisi dan distribusi gas. *Copper dan brass piping dan tubing* tidak digunakan untuk gas bertekanan melebihi 100 psig (Natural gas and gas piping, 1998)

Tabel 2.6 Standar perpipaan spesifik terhadap jenis pipa

<b>No</b>	<b>Bahan Pipa</b>	<b>Standard</b>
1	<i>Welded dan seamless wrought-steel pipe</i>	ANSI/ASME B36.10
2	<i>Steel, black dan hot dipped zinc coated welded dan seamless pipe</i>	ASTM A 53
3	<i>Seamless Carbon steel pipe for high temperature service</i>	ASTM 106
4	<i>Ductile-Iron Pipe, centrifugally cast, in metal molds or sand lined molds for gas</i>	ANSI A 21 52
5	<i>Ductile Iron pressure pipe</i>	ASTM A377
6	<i>Electric resistance-welded coil steel tubing for Gas and fuel oil lines</i>	ASTM A539
7	<i>Copper brazed tubing</i>	ASTM A 254
8	<i>Type K, L Seamless copper water tube</i>	ASTM B 88
9	<i>Seamless copper tube for air conditioning and refrigerate field service</i>	ASTM B280
10	<i>Aluminium alloy seamless pipe and seamless extruded tube</i>	ASTM B241
11	<i>Corrugated stainless steel tubing</i>	ANSI / AGA LC 1
12	<i>Thermoplastic gas pressure pipe tubing and fittings</i>	ASTM D 2513 (gas)

Sumber : (Natural Gas and Piping, 1998)

### 2.3.2 Spesifikasi gas pipa

Spesifikasi gas yang diperbolehkan melalui pipa disajikan pada Tabel 2.7 di bawah ini

Tabel 2.7 Spesifikasi gas alam pipa (Khoiroh I 2009)

<b>Komponen</b>	<b>Minimum</b>	<b>Maximum</b>
Metana (% mol)	75	-
Etana (% mol)	-	10
Propana (% mol)	-	5
Butana (% mol)	-	2
Pentana & Pentana + (% mol)	-	0,5
Nitrogen & komponen inert (% mol)	-	0,3-0,4
Karbon dioksida (% mol)	-	0,3-0,4
Hidrogen sulfida (g/100 scf)	-	0,25-1,0
Merkaptan (g/100 scf)	-	0,25-1,0
Sulfur	-	5-20 gr/100 SCF
Uap air	-	4,0-7,0 lb/MMSCF
Oksigen	-	0,2-1,0 ppmv
Heating value (Btu/scf)	950	1150
Liquid : Bebas dari air (liquid water) dan hidrokarbon pada tekanan dan tekanan pengiriman gas		
Solid: Bebas dari partikulat		

Sumber : (Gudmundsson JS et al, 2011)

Tabel 2.8 Harga pipa dan aksesoris pipa baja karbon dan polietilen per 60 m

No	Jenis Pipa	Pipa 180 mm Rp 1000		Pipa 125 mm Rp 1000		Pipa 90 mm Rp 1000		Pipa 63 mm Rp 1000	
		CS	PE	CS	PE	CS	PE	CS	PE
1	Pipa	5000	2400	3000	1260	2000	900	1000	300
2	Sambungan (coupler)	-	-	-	-	-	-	-	750
3	Wrapping	3600	-	2400	-	1800	-	1200	-
4	Cathodic P	360	-	240	-	180	-	120	-
<b>Total</b>		<b>8900</b>	<b>2400</b>	<b>5440</b>	<b>1260</b>	<b>3880</b>	<b>900</b>	<b>2220</b>	<b>1050</b>

Sumber : (Ditjen Migas dalam Darmayuda IW, 2011)

### 2.3.3 Regulasi penggelaran pipa

Penentuan lokasi penggelaran pipa yang akan dibangun mengacu kepada peraturan Menteri Pertambangan dan Energi Nomor 300. K/38/M.MPE/1997 (mengacu pada ASME B 31,8). Peraturan tersebut mengatur penggelaran pipa, perbaikan, perawatan pipa transmisi dan pipa penyalur, diantaranya adalah:

- a. Pipa transmisi gas dan pipa induk yang digelar di daratan wajib ditanam dengan kedalaman minimum 1 (satu) meter dari permukaan tanah
- b. Desain dan konstruksi pipa serta klasifikasi lokasi penggelaran pipa penyalur wajib memenuhi standar Pertambangan Migas
- c. Klasifikasi lokasi penggelaran pipa transmisi ditetapkan seperti tercantum dalam Tabel 2.9

Pemerintah mengklasifikasikan penggelaran pipa berdasarkan jumlah bangunan yang terdapat pada setiap jarak wilayah 1,6 km dan lebar 0,4 km dan berdasarkan kondisi lokasi jalur pipa tersebut.

Tabel 2.9 Klasifikasi lokasi penggelaran pipa transmisi minyak, gas, dan pipa induk

Kelas	Jumlah bangunan dalam wilayah sepanjang 1,6 Km dengan lebar 0,4 Km	Kondisi Lokasi
1.	0 s.d 10	Hutan, gunung, laut, tanah lapang/pertanian.
2.	> 10 s.d 46	Tanah Pertanian,
3.	> 46	perkampungan Terdapat pasar, perkampungan, kota kecil.
4.	> 46 dan bertingkat	Hunian padat, kota besar, lokasi jaringan kabel.

Sumber : Keputusan Menteri Pertambangan dan Energi No:300.K/38/M.PE/1997

Jarak minimum antara pipa penyalur dengan bangunan atau hunian tetap disekitarnya harus ditentukan. Pengusaha wajib menyediakan tanah untuk tempat digelarnya pipa penyalur dan ruang untuk Hak Lintas Pipa (*Right of Way*) serta memenuhi ketentuan jarak minimum, seperti tercantum dalam Tabel 2.10 Hak Lintas Pipa (*Right of Way*) adalah hak yang diperoleh perusahaan untuk memanfaatkan tanah dalam menggelar, mengoperasikan, dan memelihara pipa penyalur.

Tabel 2.10 Jarak minimum pipa penyalur

Diameter Pipa	Jarak Minimum (Meter)			
	Inch	Tekanan 4 s.d 16 Bar	Tekanan > 16 s.d 50 Bar	Tekanan > 50 s.d 100 Bar
2-6		2,00	-	-
8		2,00	3,00	3,00
10		2,00	3,00	3,50
12		-	3,50	4,00
14		-	4,00	4,50
16		-	4,00	4,50
18-22		-	4,50	5,00
24		-	4,50	6,00
28-30		-	5,00	6,00
36		-	6,00	6,00
42		-	7,00	7,00
48		-	7,00	7,50

Sumber : Keputusan Menteri Pertambangan dan Energi Nomor :  
300.K/38/M.PE/1997

Material pipa yang biasa digunakan pada pipa distribusi adalah carbon steel, polyethylene, dan ada juga yang menggunakan Polyvinylchloride. Tetapi penggunaan material terbesar pada penggunaan pipa dengan material jenis logam (besi, bijih besi, atau tembaga) dan polyethylene.

## 2.4 Pembangkit Listrik-Gas

### 2.4.1 Prinsip kerja turbin gas

Turbin gas adalah suatu penggerak mula yang memanfaatkan gas sebagai fluida kerja. Energi kinetik pada turbin gas dikonversikan menjadi energi

mekanik berupa putaran yang menggerakkan roda turbin sehingga menghasilkan daya. Bagian turbin yang berputar disebut rotor atau roda turbin dan bagian turbin yang diam disebut stator atau rumah turbin. Rotor memutar poros daya yang menggerakkan beban (generator listrik, pompa, kompresor atau yang lainnya).

Terdapat beberapa jenis pembangkit listrik berbahan bakar gas, yaitu pembangkit listrik tenaga gas (PLTG), serta pembangkit listrik tenaga gas dan uap (PLTGU). Masing-masing memiliki energi primer berupa gas. Pembangkit listrik berbahan bakar gas memiliki beberapa keunggulan dibandingkan dengan pembangkit listrik tenaga uap, (Kiameh 2002, dalam Kasmudi M 2010) adalah,

- Ukuran dan berat lebih kecil serta investasi awal per unit output lebih kecil
- Waktu pelaksanaan proyek lebih singkat
- Waktu start up cepat (kurang lebih 10 detik)
- Mempunyai capacity factor (persen waktu beroperasi pada full power 96%-98%)
- Dapat menggunakan bahan bakar BBM, gasifikasi batubara, dan bahan bakar sintesis

#### 2.4.2 Modul bifuel Diesel-gas

*GTI Bi-Fuel* Sistem dari *Altronic* merupakan sistem yang dapat mencampurkan bahan bakar diesel dan gas sebagai sumber bahan bakar. Sistem bifuel menggunakan diesel 30% dan gas maksimal 70%. Kelebihan lain dari sistem ini adalah emisi gas buang yang rendah dan penghematan biaya produksi akibat pengalihan bahan bakar diesel ke gas.

*GTI Bi-Fuel* Sistem beroperasi dengan cara mencampurkan kedua bahan bakar diesel dan gas alam di ruang pembakaran. Hal ini dilakukan dengan menggunakan desain fumigated gas-charge dimana gas alam dan udara *intake engine* dicampurkan terlebih dahulu kemudian dikirim ke ruang pembakaran melalui katup udara. Campuran udara-gas dinyalakan ketika penyemprot bahan bakar (*diesel injector*) memancarkan bahan bakar diesel 30% ke dalam ruang bakar.

Diesel "pilot" bertindak sebagai sumber pengapian untuk membakar campuran udara-gas. Karena Sistem Bi-Fuel menggunakan OEM asupan udara dan sistem diesel injeksi, tidak ada modifikasi mesin internal yang diperlukan untuk instalasi.

## 2.5 Geografis Seram Timur

Lapangan migas Blok Seram Non Bula merupakan Wilayah Kerja Pertambangan (WKP) CITIC Seram Energy Limited (CSEL). Secara administrasi, lapangan migas Seram non blok PSC berada di Desa Bula, Kecamatan Bula, Kabupaten Seram Bagian Timur, Provinsi Maluku.

Desa Bula berjarak sekitar 400 km dari Kota Ambon. Pasokan listrik Desa Bula dipasok oleh PLN dengan kapasitas terpasang 1200 kW dan beban puncak terjadi pada waktu malam hari rata-rata sebesar 980 kW.

### 2.5.1 Deskripsi Lapangan Oseil

Kegiatan awal eksplorasi dilakukan pada tahun 1993 untuk sumur Oseil-1 yang berlokasi pada 23 km dari Kota Bula dengan kedalaman sumur 3.475 m di daerah jurassic Manusela limestone dengan laju produksi 6.000 BOPD. Eksplorasi kedua dilakukan pada tahun 1998 untuk Oseil 2 dengan laju produksi 685 – 2.112 BOPD dengan water cut 0-57 %. Eksplorasi ketiga dilakukan pada tahun 1998 dengan sumur Oseil-4 dengan laju produksi 6.377 BOPD dan laju produksi gas 1,1 MMSCFD

Lapangan Oseil ini telah dioperasikan sejak November 2003 untuk jangka waktu operasi 15 tahun. Minyak secara komersial diproduksi melalui sumur PAD Oseil 1, PAD Oseil 2, dan PAD Oseil 4. Sumur Oseil 1 (di PAD Oseil 1), sumur Oseil 2 dan Oseil 10 (di PAD Oseil 2) kondisi sekarang sudah tidak beroperasi (ditutup sementara). Sedangkan sisanya di Sumur Oseil 11 (di PAD Oseil 2), Oseil 3, Oseil 4, Oseil 5, Oseil 6, Oseil 7, Oseil 8, Oseil 9 dan Oseil T1 (di PAD Oseil 4) masih berproduksi dengan kapasitas  $\pm 2,050$  BOPD, gas  $\pm 1,2$  MMSCFD dan air terproduksi rata-rata 20.000 BWPD. *Crude oil* yang dihasilkan dari Lapangan Oseil mengandung 19,8 ppm H<sub>2</sub>S dan 45,5 ppm merkaptan.

### 2.5.2 Proses Produksi

Secara umum, fasilitas produksi di lapangan Minyak Oseil meliputi sumur-sumur produksi, fasilitas lapangan / fasilitas pengumpul (*field facility / FF*), fasilitas produksi utama (*main production facility/ MPF*) dan hasil produksinya dikirimkan melalui dermaga khusus (Pelsus) ke kapal tanker.

Fluida dari sumur-sumur produksi di PAD Oseil 1, PAD Oseil 2 dan PAD Oseil 4 dialirkan ke FF dengan menggunakan flowline 6" (PAD Oseil 4) and 8" (PAD Oseil 1 dan Oseil 2). Kemudian proses pemisahan minyak, air, dan gas dilakukan di FF. minyak dan air dikirimkan ke MPF menggunakan pipa *trunkline* 8" sepanjang 12 km. sementara gas yang dihasilkan dimanfaatkan untuk bahan bakar gas turbin FF power generator dan sebagian dikirimkan ke MPF dengan pipa 3" sepanjang 12 km.

Proses pemisahan dua fase antara fase cair (minyak-air) dan fase gas dilakukan dari surge tank di FF dan MPF. Pengolahan pertama fase cair dilakukan dengan menggunakan primary separator untuk memisahkan minyak dan air, 30 % air dalam minyak dan 0,1 % minyak dalam air. Selanjutnya fase cair tersebut dialirkan ke *induced static flotation (ISF)* dan *gas floatation vessel (GFV)* untuk memisahkan minyak dalam air. Minyak kemudian dialirkan ke degasser sebelum dikirimkan ke *skim Oil Tank*, sedangkan air terproduksi dialirkan ke *Skim Pond* sebelum dibuang ke laut. Gas dari *degasser* dibakar di *Flare Knock-Out Drum (FKOD)*, sementara air dari Primary Separator diproses dalam GFV.

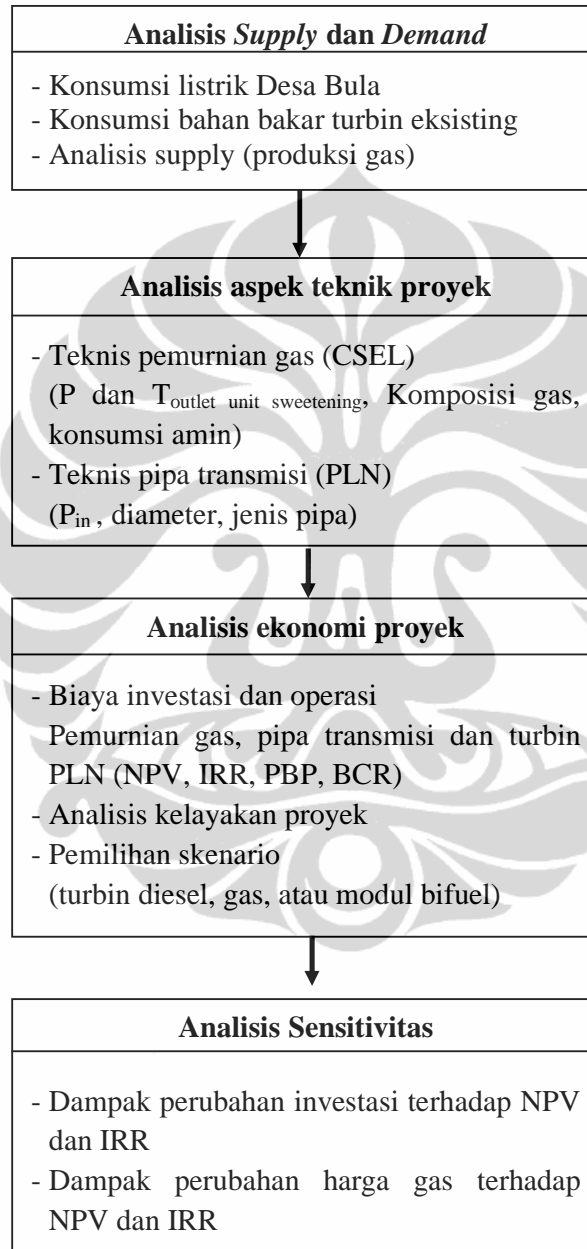
Gas dari unit GFV dialirkan ke *Flare Stack*, sementara minyaknya dialirkan ke degasser. Saat ini produk hasil akhir dari pengolahan minyak mentah ini adalah *crude oil*. *Crude oil* yang dihasilkan di MPF kemudian dipompakan dari tempat penyimpanan sementara ke dalam kapal tanker yang berlabuh di lokasi dermaga khusus (Wayhul Jetty) melalui export hose. Kapasitas export crude oil saat ini sekitar 350.000 BOPD dengan frekuensi rata-rata pengangkutan 2-3 kali dalam setahun atau setelah crude oil mencapai lebih dari 300.000 BOPD.



## BAB III METODE PENELITIAN

### 3.1 Alur metode penelitian

Penelitian ini dilakukan dengan mengacu pada alur metode pada gambar 3.1



Gambar 3.1 Alur metode penelitian

Kajian tekno-ekonomi pemanfaatan gas ikutan lapangan Oseil sebagai bahan bakar pembangkit listrik dilakukan dengan alur seperti pada gambar 3.1. Data *supply* dan *demand* gas digunakan sebagai dasar penentuan aspek-aspek teknis terkait dengan penelitian ini.

Gas yang berasal dari sumur Oseil berkarakteristik asam dengan kandungan gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang signifikan. Oleh karena itu, diperlukan suatu unit pemurnian gas yang mampu menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> sehingga memenuhi spesifikasi sebagai bahan bakar turbin dan transmisi gas melalui pipa. Pada penelitian ini proses simulasi dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Hysys V3.1, sebagai penyerap kimiawi untuk H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> digunakan campuran alkanolamin MDEA/DEA. Data kandungan gas, tekanan, suhu gas yang dikirimkan melalui fasilitas pengumpul ke fasilitas pemrosesan utama (MPF) digunakan sebagai data *input*. Selanjutnya data tersebut digunakan untuk menentukan konsentrasi optimum MDEA/DEA, sehingga gas *outlet* memenuhi standar gas pipa dan turbin. Sebagai acuan, *output* gas hasil pemurnian gas digunakan standar komposisi gas turbin. Data harga unit pemurnian gas didapatkan sesuai dengan harga terkini.

Gas dari fasilitas pengumpul kemudian dikirim ke fasilitas produksi utama melalui pipa 2,5 inci. Titik *supply* gas direncanakan akan dilakukan pada fasilitas pemrosesan utama. Jalur pipa gas transmisi dari titik *supply* ke tempat produksi listrik PLN sepanjang 5 Km. Data survey geografis Desa Bula meliputi peta dan keadaan lingkungan sekitar jalur pipa diperlukan untuk menentukan penggelaran pipa. Selain itu, aspek teknis pipa berupa diameter pipa ditentukan menggunakan perangkat lunak *Pipe Flow* dengan mempertimbangkan data kebutuhan bahan bakar gas untuk turbin. Data pendukung berupa peta hasil penginderaan satelit didapatkan melalui *google earth*<sup>TM</sup>. Data standar pipa mengacu pada ASME B13.8.

Transmisi gas diakhiri pada tempat produksi listrik PLN Desa Bula. Gas kemudian dibakar di dalam turbin gas. Pemilihan turbin yang ekonomis (turbin diesel (eksisting), turbin gas atau modul gas-diesel) dilakukan dengan memadukan data beban listrik maksimum terhadap kemampuan *supply* produsen

gas. Turbin yang dinilai paling ekonomis dipilih berdasarkan resiko ekonomi terkecil.

Penilaian kelayakan suatu proyek dapat dilihat melalui semua pengeluaran dan pendapatan sepanjang umur proyek tersebut. Terdapat beberapa indikator penting yang dipakai untuk menilai kelayakan proyek pada penelitian ini, yaitu *Net Present Value (NPV)*, *Payback Period (PBP)*, *Internal rate of Return (IRR)*, dan *benefit-cost ratio (BCR)*.

### **3.2 Analisis *supply* dan *demand***

#### (a) Penyediaan (*Supply*)

Analisis penyediaan ini dilakukan pada cadangan-cadangan gas yang dimiliki pada area Seram non Bula Blok yang sudah atau belum diproduksi.

#### (b) Permintaan (*Demand*)

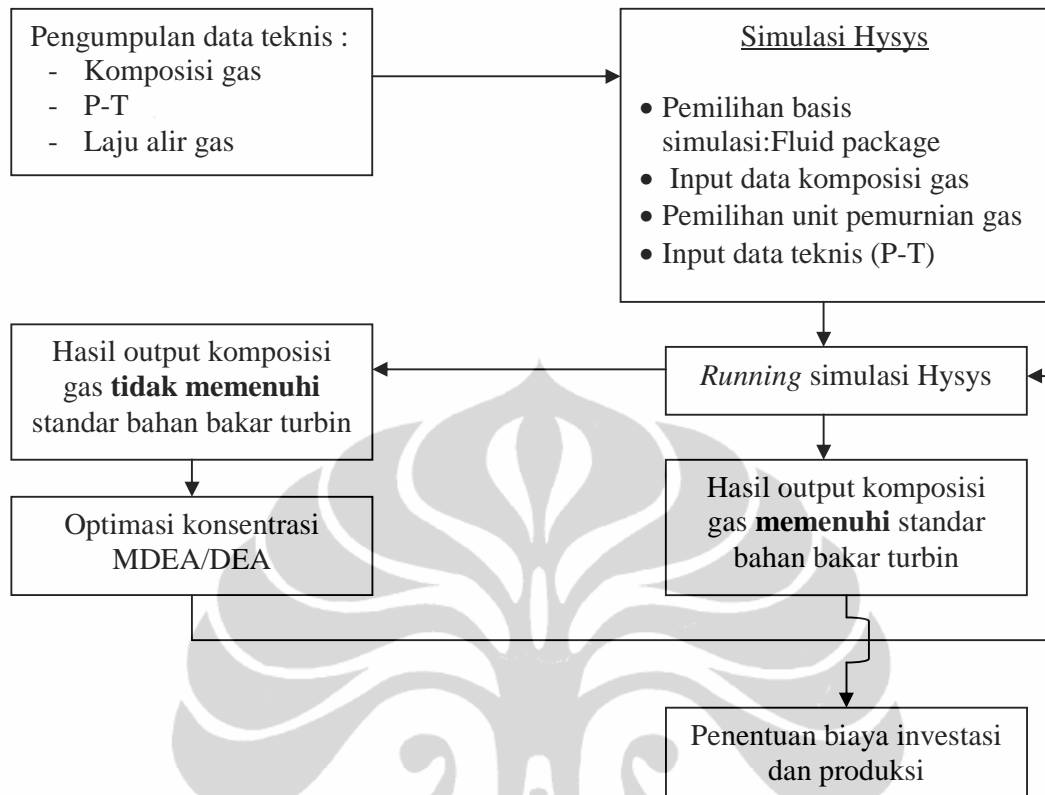
Analisis terhadap jumlah gas yang diperlukan untuk pembangkit listrik berbahan bakar gas pada PLN Desa Bula Kabupaten Seram Bagian Timur.

### **3.3 Analisis aspek teknik proyek**

Aspek teknik proyek yang akan dianalisis meliputi sistem pemurnian gas, pipa transmisi dan pembangkit. Beberapa perangkat lunak yang digunakan adalah HYSYS 3.1 pada sistem pemurnian gas dan Pipe Flow Expert pada sistem perpipaan. .

#### 3.3.1 Teknis pemurnian gas

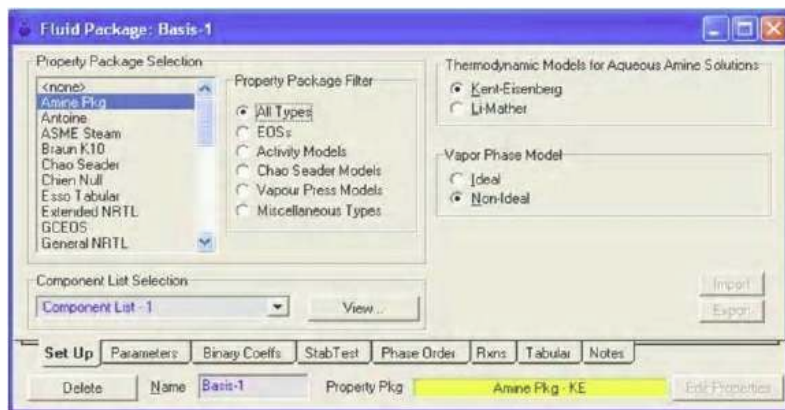
Aliran gas asam *inlet* dan kondisi operasi unit pemurnian gas didapatkan melalui data gas *outlet* pada unit separator produksi pada fasilitas pengumpul milik PT.CITIC Seram Energy Limited. Konsentrasi MDEA/DEA diatur sesuai dengan *output* H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> sesuai dengan spesifikasi turbin PLN. Tahap pemrosesan gas dirangkum dalam bagan 3.2



Gambar 3.2 Diagram alir proses pemurnian gas (Hysys tutorial, 2004)

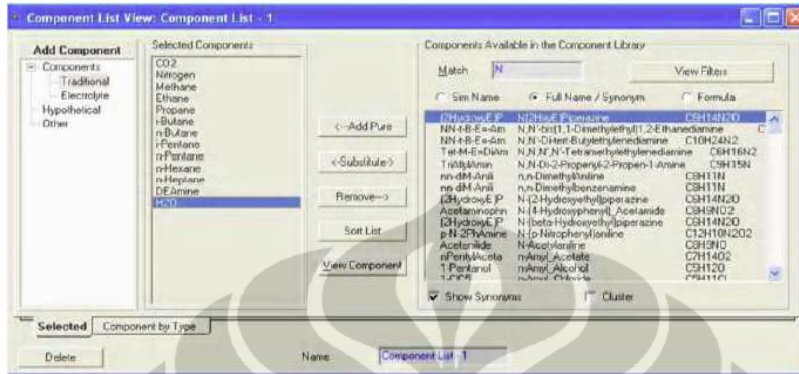
### 3.3.1.1 Prosedur simulasi Hysys

Pada dasarnya simulasi diawali dengan pemilihan *fluid package*. *Fluid package* dalam penelitian ini digunakan amine *fluid package* dan model *Kent-Eisenberg*.



Gambar 3.3 *Fluid package Basis (Amine fluid package)* (Hysys tutorial, 2004)

Pemilihan komponen dilakukan dengan memilih *component-list* pada gambar 3.3, sehingga akan muncul gambar 3.4. Komponen yang telah dipilih kemudian ditentukan nilai komposisinya berdasarkan data analisis gas Oseil.



Gambar 3.4 Pemilihan komponen gas *inlet* (Hysys tutorial, 2004)



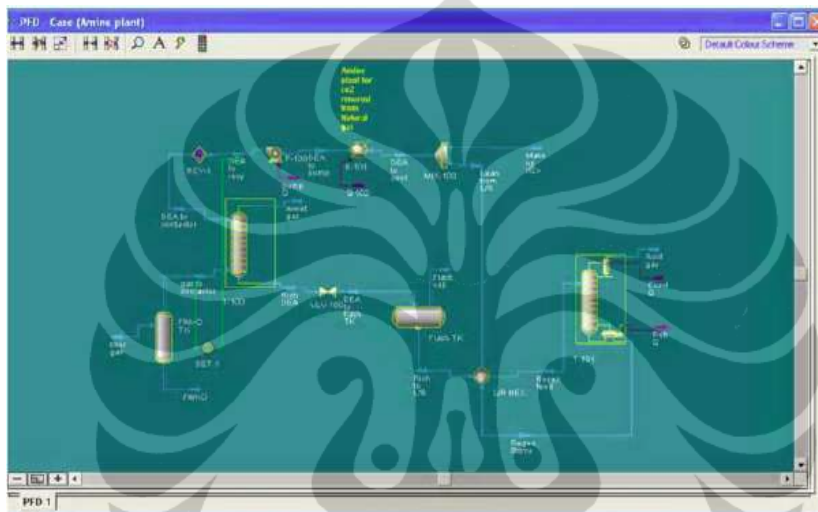
Gambar 3.5 Jendela spesifikasi *sour gas* (Hysys tutorial, 2004)

Setelah melakukan pemilihan komponen fluida, selanjutnya adalah memasukkan *environmental simulation* yang merupakan PFD dari proses pemurnian gas. Simulasi proses diawali dengan simulasi aliran masukan gas asam dengan menentukan suhu, tekanan, dan laju alir gas (warna Biru) dan HYSYS menghitung parameter sisanya warna hitam (gambar 3.5).

Tekanan dan suhu penyerap amin DEA/MDEA disesuaikan dengan gas masukan. Jumlah tray ditentukan sebanyak 20 tray. Kemudian, kolom absorber

dikonvergenkan dengan cara pengaturan temperatur dan tekanan absorber bagian bawah dan atas, kemudian kolom dijalankan.

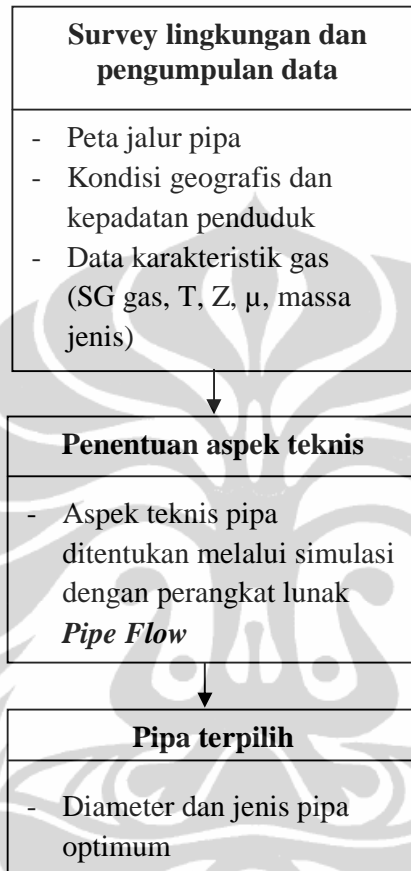
Penyesuaian kondisi teknis kolom regenerasi dilakukan dengan cara penentuan jumlah tray dan spesifikasi kolom regenerasi. Jumlah tray yang digunakan sebanyak 18 tray dengan tekanan reboiler sebesar 217,2 kPa dan tekanan kondenser 189,6 kPa kemudian kolom dijalankan (Gambar 3.6).



Gambar 3.6 Diagram alir proses amin sebelum disimulasikan (Hysys tutorial, 2004)

### 3.3.2 Teknis pipa transmisi

Pembangunan pipa transmisi gas dilakukan dengan tahapan penelitian sebagai berikut,



Gambar 3.7 Diagram alir proses penentuan aspek teknik pipa Transmisi

#### 3.3.2.1 Survey lingkungan dan pengumpulan data

Pemilihan jalur pipa didasarkan pada jalur optimal titik pengiriman dan permintaan. Jalur pipa yang dibuat harus memperhatikan aspek-aspek dasar, yaitu keadaan geografis, dan teknik. Kondisi geografi daerah yang akan dilalui pipa, meliputi sungai, daerah padat penduduk, dan jalan

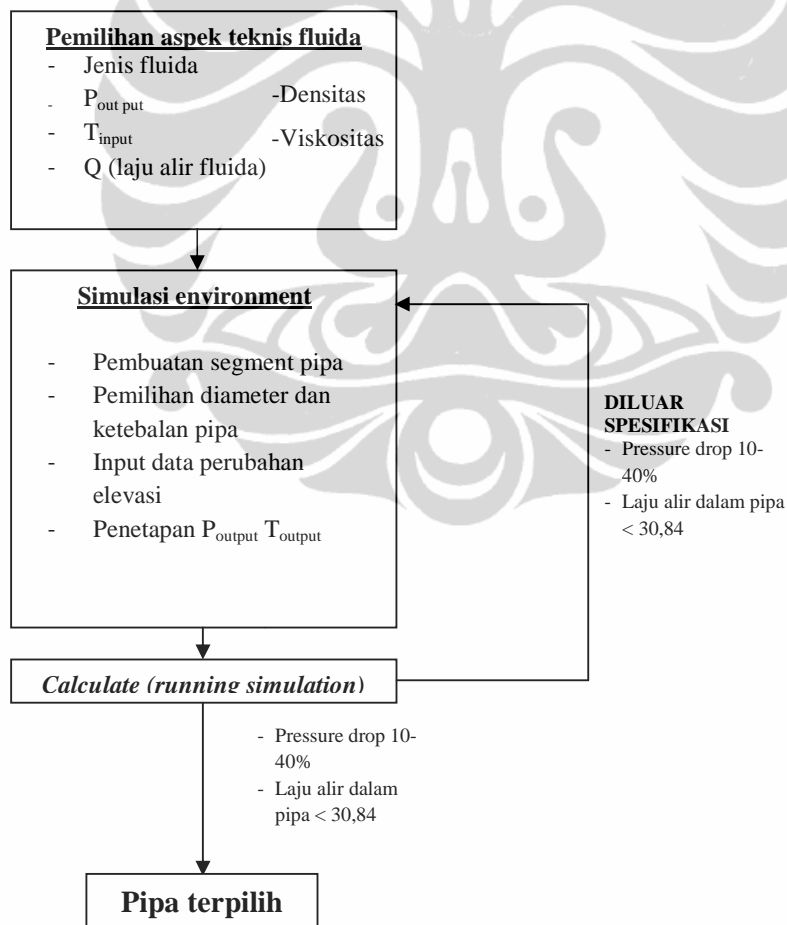
Aspek teknis yang harus diperhitungkan adalah:

- Jalur pipa dibuat sependek mungkin agar lebih ekonomis dan *pressure drop minimal*.

- Jalur pipa yang dipilih harus seminimal mungkin jumlah crossing dengan jalan, sungai, transmisi tegangan tinggi, dan utilitas umum yang sejenisnya.
- Jalur pipa harus dipilih pada daerah yang aman secara konstruksi sehingga tidak menimbulkan masalah pada masa instalasi.
- Jalur pipa harus diseleksi dengan mempertimbangkan hal-hal yang dapat menimbulkan kerusakan seperti adanya jaringan pipa dan kabel yang telah ada, aktivitas seismik dan lain-lain

### 3.3.2.2 Penentuan aspek teknis pipa

Penentuan aspek teknis pipa dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak Pipeflow dengan alur kerja sebagai berikut



Gambar 3.8 Diagram alir penentuan aspek teknis pipa dengan perangkat lunak Pipe Flow Expert



### 3.4 Analisis ekonomi proyek

#### 3.4.1 Biaya investasi dan operasi peralatan penunjang

##### 3.4.1.1 Penentuan biaya investasi dan operasi sistem pemurnian gas

Biaya yang dikeluarkan pada unit pemurnian gas merupakan total dari biaya investasi dan operasi. Harga investasi unit pemurnian gas (CAPEX) didapatkan melalui literatur terkini atau disesuaikan dengan tingkat indeks suku bunga tahunan. Pengkonversian nilai investasi dilakukan dengan menggunakan persamaan 3.1 (Randal W dalam Mantra, 2010)

$$Biaya_a = \left[ \frac{Kapasitas_a}{Kapasitas_b} \right]^x \times Biaya_b \dots\dots\dots(3.1)$$

dimana  $x = 0,7$

Harga operasi (OPEX) didasarkan pada konsumsi DEA dan MDEA yang digunakan, biaya perawatan, depresiasi peralatan, dan adanya loss pengiriman gas akibat kerusakan alat. Kemudian nilai CAPEX dan OPEX dihitung dengan nilai sekarang bersih (*Net present value*).

##### 3.4.1.2 Penentuan biaya investasi dan operasi pipa

Investasi pipa ditentukan menggunakan harga terkini sesuai dengan jenis pipa, aksesoris lain yang digunakan dan biaya penggelaran pipa yang meliputi biaya tenaga kerja, ROW, dan miscellaneous. Sedangkan biaya operasi pipa meliputi biaya kegiatan *preventive maintenance* dan depresiasi pipa.

##### 3.4.1.3 Pemilihan pembangkit

Pemilihan pembangkit dilakukan dengan membandingkan aspek ekonomi yang ditimbulkan terhadap penggunaan 3 buah variabel turbin, yaitu

- Skenario 1 penggunaan turbin eksisting berbahan bakar HSD
- Skenario 2 pembelian turbin gas
- Skenario 3 pembelian alat modul dual-fuel gas-diesel

Biaya operasi meliputi loss pengiriman gas sehingga penggunaan bahan bakar dialihkan dengan menggunakan HSD, biaya perawatan, dan depresiasi. Kemudian Skenario dengan resiko ekonomi yang paling sedikit dipilih sebagai pembangkit listrik.

## 1.4.2 Analisis kelayakan proyek

### 3.4.2.1 Penentuan harga gas

Penentuan harga gas dilakukan dengan menggunakan optimasi harga gas terhadap dampak aspek ekonomi PLN dan produsen gas yang ditimbulkan. Kisaran harga gas yang pernah dibeli oleh PLN digunakan sebagai acuan, yaitu \$ 4, 5, 6, 7, 8. Penentuan harga gas didasarkan pada besarnya nilai parameter kelayakan proyek. Pada penelitian ini digunakan dua buah pendekatan perhitungan dengan menggunakan analisis mikro yang mencakup *internal rate of return (IRR)*, *net present value (NPV)* dan *pay back period*. Faktor-faktor tersebut dijadikan suatu dasar kelayakan dalam berinvestasi dengan variasi pada harga margin. Sedangkan analisis makro dilakukan dengan meninjau *Benefit Cost Ratio (B/C ratio)*.

#### 3.4.2.1.1 Nilai sekarang bersih (NPV)

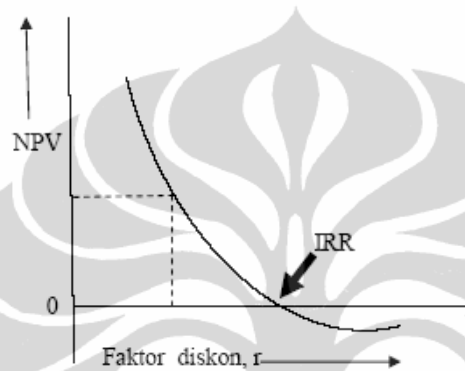
Kriteria nilai sekarang bersih (*Net present value*) didasarkan atas konsep pendiskontoan seluruh arus kas ke nilai sekarang, dengan cara mendiskontokan semua arus kas masuk dan keluar selama umur proyek (investasi) ke nilai sekarang, kemudian menghitung angka bersihnya, akan diketahui selisihnya dengan memakai dasar yang sama, yaitu harga pasar saat ini. Arus kas proyek (investasi) yang akan dikaji meliputi keseluruhan, yaitu biaya pertama, operasi, produksi, pemeliharaan dan lain-lain pengeluaran. Bila ditulis dengan rumus akan menjadi

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{(C)t}{(1+i)^t} - \sum_{t=0}^n \frac{(Co)t}{(1+i)^t} \dots\dots\dots (3.2)$$

Keterangan :

- NPV = Nilai sekarang bersih
- (C)t = Arus kas masuk tahun ke-t
- (Co)t = Arus kas keluar tahun ke-t
- n = Umur unit usaha investasi
- i = Arus pengembalian (*rate of return*)
- t = Waktu

Dari formulasi di atas, jika NPV positif maka proyek memberikan keuntungan, sebaliknya NPV negative menunjukkan proyek merugi. Berdasarkan formulasi di atas, nilai NPV dipengaruhi oleh faktor diskon (*discount rate*)-nya. Semakin besar faktor diskon maka NPV akan mengecil. Secara grafis hubungan antara NPV dan faktor diskon diilustrasikan pada Gambar 3.9.



Gambar 3.9 Hubungan NPV terhadap faktor diskon (Suharto I, 2002)

#### 3.4.2.1.2 Tingkat pengembalian internal

Pada penelitian ini tingkat pengembalian internal produsen gas ditentukan terlebih dahulu kemudian tingkat pengembalian internal PLN ditentukan dengan menggunakan persamaan 3.5. Prosedur yang lazim digunakan adalah mengkaji tingkat pengembalian yang menghasilkan NPV arus kas masuk sama dengan NPV arus kas keluar. Pada metode NPV analisis dilakukan dengan menentukan terlebih dahulu besar pengembalian (diskonto) (*i*), kemudian dihitung nilai sekarang bersih (NPV) dari arus kas keluar dan masuk untuk IRR ditentukan dulu NPV=0, kemudian dicari berapa besar tingkat pengembalian (diskonto) (*i*) agar hal tersebut terjadi, Rumusnya adalah sebagai berikut :

$$\sum_{t=0}^n \frac{(C)t}{(1+i)^t} = \sum_{t=0}^n \frac{(Co)t}{(1+i)^t} \dots\dots\dots (3.3)$$

Keterangan :

(C)t = Arus kas masuk tahun ke-t

(Co)<sub>t</sub> = Arus kas keluar tahun ke-t  
 n = Umur unit usaha investasi  
 i = Arus pengembalian (*rate of return*)  
 t = Waktu

- a. Jika IRR > tingkat pengembalian (i) yang diinginkan (required rate of return-RRR), proyek diterima
- b. Jika IRR < tingkat pengembalian (i) yang diinginkan (required rate of return-RRR), proyek ditolak

#### 3.4.2.1.3 Periode pengembalian (PBP)

Periode pengembalian (*pay back period*) adalah angka waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal suatu investasi yang dihitung dari arus kas bersih. Arus kas bersih adalah selisih antara pendapatan (*revenue*) dan pengeluaran (*expense*) per tahun. Periode pengembalian biasanya dalam jangka waktu pertahun. Pada penelitian ini diasumsikan arus kas bersih dari tahun ke tahun adalah tetap. Rumus yang digunakan adalah sebagai berikut

$$PBP = \frac{C_f}{A} \dots\dots\dots (3.4)$$

Keterangan :

C<sub>f</sub> = Biaya pertama  
 A = Arus kas bersih per tahun

#### 3.4.2.1.4 Benefit-cost ratio

Penggunaan *Benefit-cost ratio* dikenal dalam mengevaluasi proyek-proyek untuk kepentingan umum atau sektor publik dengan menitikberatkan kepada manfaat (benefit) untuk kepentingan umum. Adapun rumus yang digunakan adalah

$$BCR = \frac{(PV)B}{C_f} \dots\dots\dots (3.5)$$

Keterangan :

BCR = Rasio manfaat terhadap biaya (*benefit-cost ratio*)

(PV)B = Nilai sekarang benefit

Cf = Biaya pertama

- a.  $BCR > 1$  Usulan proyek diterima
- b.  $BCR < 1$  Usulan proyek ditolak
- c.  $BCR = 1$  Netral

### 1.5 Analisis sensitivitas

Analisis sensitivitas dilakukan pada skenario dengan tingkat resiko ekonomi terkecil. Pada penelitian ini dilakukan analisis sensitivitas perubahan biaya investasi dan harga gas terhadap perubahan nilai NPV dan IRR. Kisaran nilai investasi -50% sampai dengan +50% dari biaya investasi dan harga gas 4, 5, 6, 7, dan 8 \$/MMBTU digunakan untuk menentukan tingkat sensitivitas perubahan biaya investasi dan harga gas terhadap keekonomian produsen gas dan PLN.

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Analisis pasokan dan kebutuhan gas (*supply and demand*)

Pasokan listrik Desa Bula dialirkan oleh PLN Kabupaten Bula dengan kapasitas total daya terpasang sebesar 1510 KVA dan daya mampu sebesar 1000 KW (Tabel 4.1) yang terbagi kedalam 6 buah *genset* dengan satu buah genset sebagai cadangan.

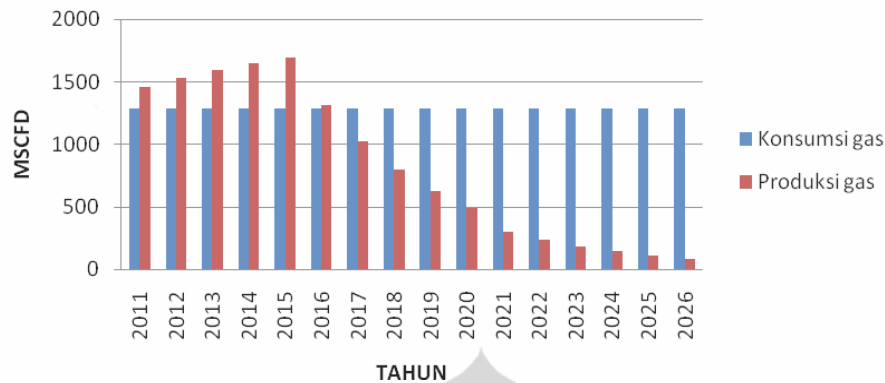
Tabel 4.1. Status pembangkit PLN Bula

URAIAN	MESIN	TYPE	Daya Terpasang (KW)	DAYA MAMPU (KW)	KETERANGAN
MC 1	DAF DKT 1160A	1160A	100	70	OPERASI
MC 5	KOMATSU EGS 380	EGS 380	260	200	OPERASI
MC 6	CUMMINS 6C 18.3-G2	6C 18.3 - G2	100	90	STAND BY
MC 7	CUMMINS 6C 18.3-G3	6C 18.3 - G2	100	90	OPERASI
MC 9	KOMATSU SA6D108	SA6D108	120	100	OPERASI
MC 10	MTU 12 V 1600 G 20 F	12 V 1600 G 20 F	528	450	OPERASI
TOTAL			1208	1000	

Sumber: Laporan bulan Juni 2011 PLN Bula

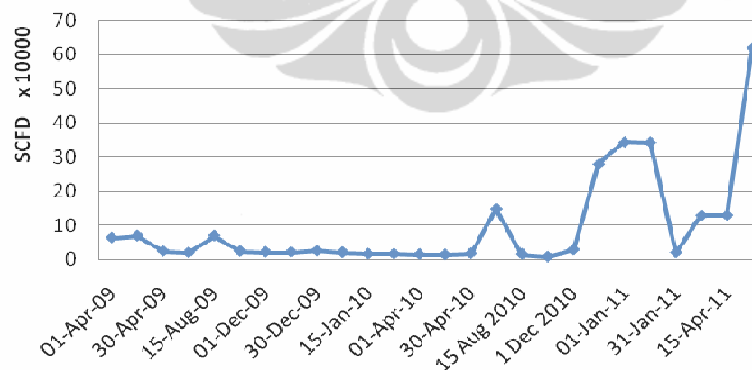
Pembangkit listrik pada Kabupaten Bula tersebut menggunakan bahan bakar HSD dengan konsumsi rata-rata perbulan selama semester ke-2 tahun 2010 sebesar 155.500 liter sehingga dalam setahun menghabiskan 1.866.000 Liter atau 1.642.000 \$ pertahun (Laporan bulan Juni 2011 PLN Bula). Penggunaan bahan bakar gas sebagai alternatif bahan bakar diharapkan mampu menurunkan biaya produksi akibat penggunaan bahan bakar HSD. Penggunaan turbin gas dengan kapasitas 1208 kW membutuhkan bahan bakar gas 201.333 SCFD (data PLN).

PT CITIC Seram Energy limited (CSEL) memiliki sisa waktu kontrak dengan pemerintah Indonesia sampai dengan akhir 2019. Jika diasumsikan tidak ada penambahan sumur, maka jumlah produksi gas selama 15 tahun ke depan diprediksi akan terus menurun (sampai tingkat yang tidak ekonomis), yaitu pada kisaran 85.9 MSCFD (Gambar 4.1). Produksi gas diprediksikan tidak mampu memenuhi kebutuhan bahan bakar rata-rata turbin sebesar 1,28 MMSCFD pada tahun 2016.



Gambar 4.1 Prediksi produksi gas CSEL selama umur proyek 15 tahun kedepan (Sumber: data prediksi gas terasosiasi CSEL 2011-2026)

Berdasarkan laporan harian produksi, produksi gas CSEL pada akhir Bulan April 2011 sebesar 2,24 MSCFD. Dengan jumlah konsumsi bahan bakar untuk pembangkit listrik sendiri sebesar 1,6 MMSCFD maka gas sisa yang dibakar sebesar 621.128 SCFD. Jumlah produksi ini dapat berubah fluktuatif (Gambar 4.2), karena sebagian ladang minyak yang menghasilkan gas ikutan menggunakan gas ini untuk mengeksplorasi minyak ke atas permukaan (*natural flow*). Saat ini terdapat aktivitas eksplorasi dan perawatan beberapa sumur yang diperkirakan akan selesai pada awal tahun 2012 dan dapat berkontribusi pada peningkatan jumlah produksi gas.



Gambar 4.2 Fluktuasi produksi gas sisa CSEL sebagai gas flare (Sumber: data prediksi eksplorasi gas terasosiasi CSEL)

Kebijakan perusahaan untuk menggunakan gas terasosiasi sebagai bahan bakar pembangkit listrik, menyebabkan eksploitasi gas dilakukan seminimum mungkin untuk meminimumkan gas sisa yang selanjutnya akan dibakar

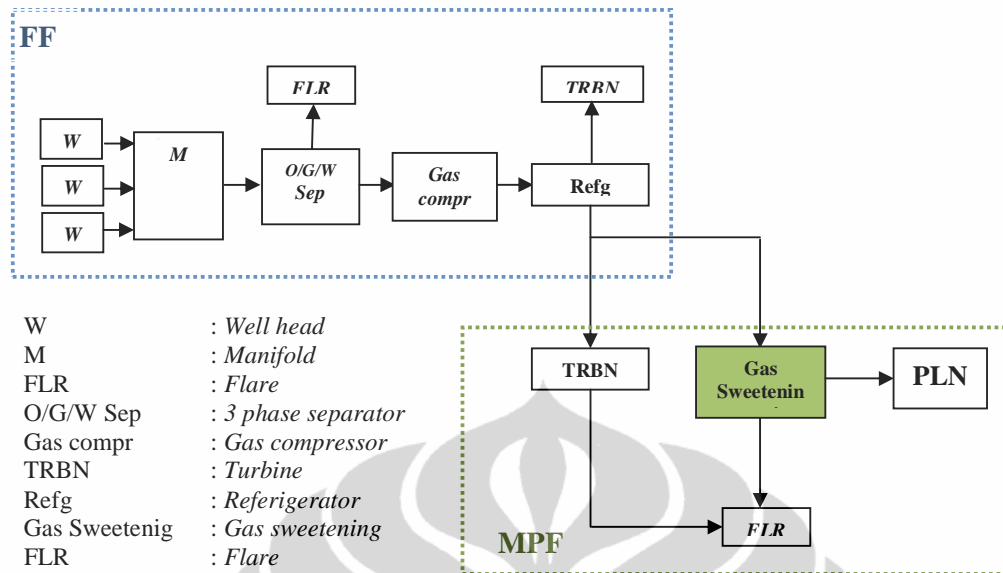
(*Flaring*). Namun, rencana peningkatan keekonomian gas sisa untuk bahan bakar pembangkit listrik PLN Bula sebagai bahan bakar turbin PLN pada penelitian ini dapat digunakan sebagai alasan untuk peningkatan produksi gas.

Jumlah produksi gas yang fluktuatif dan konsumsi gas sebagai bahan bakar pembangkit PLN selanjutnya digunakan sebagai acuan pada teknik pemilihan pembangkit pada penelitian ini. Terdapat 3 skenario efisiensi penggunaan bahan bakar untuk turbin yang akan dianalisis pada penelitian ini, yaitu penggunaan turbin berbahan bakar HSD (kondisi terkini), turbin berbahan bakar gas atau alat modul bifuel gas-diesel Altronic<sup>®</sup> dengan pencampuran gas:diesel 70:30.

#### **4.2 Pemurnian gas**

Karakteristik gas ikutan pada lapangan non Bula blok merupakan gas asam dengan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang tinggi masing-masing sebesar 1,79 % dan 6,95 % mol serta tekanan 594,7 psia (lampiran 3). Kandungan tersebut melebihi batas nilai standar minimum pengotor untuk gas pipa, yaitu 0,0016 % mol H<sub>2</sub>S dan 0,3% mol CO<sub>2</sub> (Gudmunson et al). Gas tersebut selanjutnya dikirimkan ke fasilitas pengumpul (FF) untuk dikeringkan kemudian digunakan sebagai bahan bakar pembangkit turbin gas pada fasilitas tersebut dan pada fasilitas produksi utama (MPF). Pengiriman gas ke fasilitas utama (MPF) menggunakan pipa baja karbon berdiameter 4 in sepanjang 11 Km. Material turbin didesain tahan terhadap gas asam sehingga tidak diperlukan suatu sistem pemurnian gas khusus untuk pembangkit listrik pada fasilitas produksi minyak. Namun, penambahan fasilitas pemrosesan gas asam dengan kapasitas kecil pada penelitian ini dikhususkan sebagai sistem penunjang gas jual untuk bahan bakar pembangkit PLN Desa Bula. Sistem ini akan dikoneksikan pada pipa masukan gas area produksi utama (MPF) (Gambar 4.3).





Gambar 4.3 Rencana instalasi sistem pemurnian gas terhubung dengan peralatan eksisting (Sumber: OSI-80PF-Fuel gas sistem PT CSEL)

Berdasarkan bagan pemilihan proses pemurnian gas (Gambar 2.1), proses pemurnian gas dengan campuran amin merupakan metode terbaik untuk menurunkan konsentrasi gas asam dengan kisaran 1% sampai 10% menjadi kurang dari 100 ppm dengan tekanan masukan 100-1000 psi. Selain itu, sistem amin merupakan teknologi yang telah lama dikenal dengan jumlah hidrokarbon yang hilang tidak signifikan sepanjang reaksi penyerapan gas asam berlangsung (Zamaniyan dan Behroozsarand, 2010). Campuran amin yang digunakan pada penelitian ini sebagai larutan penyerap adalah DEA dan MDEA.

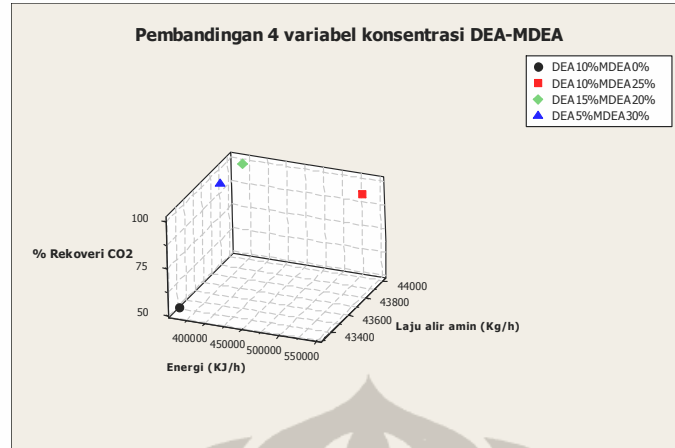
Konsep penggabungan DEA dan MDEA didasarkan pada peningkatan daya serap amin terhadap gas asam dengan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang besar. Senyawa DEA memiliki keterbatasan daya serap karena sifat korosifitasnya yang besar terhadap peralatan sehingga penggunaannya terbatas pada konsentrasi yang lebih kecil dari 35% (b/b) dengan daya afinitasnya terhadap CO<sub>2</sub> besar dan kurang selektif terhadap H<sub>2</sub>S (Michalik CJ 2006). Sedangkan MDEA selektif terhadap H<sub>2</sub>S di dalam CO<sub>2</sub>, Reaksi MDEA dengan CO<sub>2</sub> membentuk ion karbamat yang membuatnya selektif terhadap H<sub>2</sub>S dengan kapasitas serapan besar dengan sifat korosifitas yang lemah (Gambar 2.4).

Variasi konsentrasi DEA-MDEA sebagai penyerap dilakukan untuk mencari konsentrasi optimum penurunan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S di dalam gas. Optimisasi dilakukan dengan menggunakan 8 variasi konsentrasi (0, 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35 %), dengan tekanan umpan 500 psi. Komposisi amin yang memberikan hasil optimum terhadap penurunan konsentrasi gas asam disajikan pada tabel 4.2

Tabel 4.2 Komposisi penyerap amin optimum hasil simulasi HYSYS 3.1

NO	Komposisi penyerap (%)	[H <sub>2</sub> S] <sub>out</sub> (ppm mol)	Rekoveri CO <sub>2</sub> (%)	Laju alir amin (kg/h)	E <sub>net</sub> (kJ/h)
1	DEA5MDEA30	0,46	98,17	43790	365700
2	DEA10MDEA0	2,91	53,53	43330	361900
3	DEA10MDEA25	0,72	99,70	43890	544800
4	DEA15MDEA20	0,96	99,93	44000	370800

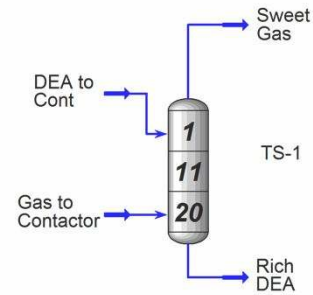
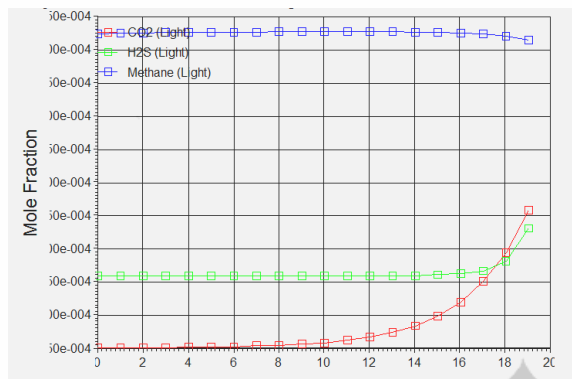
Menurut Sehgal V (2009) kontaminan sulfur pada gas alam harus dihilangkan sampai kurang dari 300 ppm untuk pembangkit. Selain itu, konsentrasi kontaminan CO<sub>2</sub> pada gas transmisi yang diperbolehkan, yaitu minimum sebesar 0,3% mol (Gudmunson et al). Selain kontaminan, menurut Zamaniyan A dan Behroozsarand (2010) laju sirkulasi amin dan konsumsi energi yang diperlukan sistem (E<sub>net</sub>)-pun ikut mempengaruhi pemilihan kondisi teknis sistem pemurnian gas. Senyawa DEA-MDEA yang memberikan nilai CO<sub>2</sub> recovery lebih besar dari 97% dengan laju alir serta energi minimum dipilih sebagai penyerap. Oleh karena itu, hasil simulasi HYSYS dengan komposisi amin DEA 10% MDEA 0% dengan % rekoveri CO<sub>2</sub> 53,53 % berada diluar spesifikasi produk gas dan tidak dipilih sebagai penyerap. Gambar 4.4 mengilustrasikan hasil pemurnian gas dengan perangkat lunak *Minitab*.



Gambar 4.4 Kurva optimisasi konsentrasi DEA-MDEA

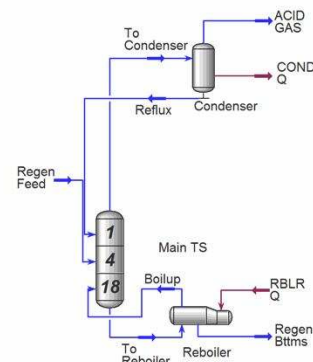
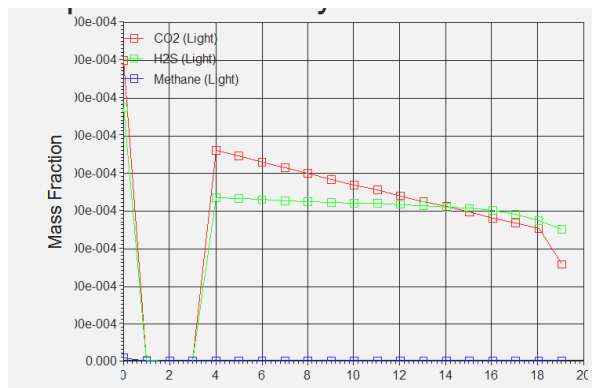
Pada gambar 4.4 terlihat bahwa komposisi DEA 5% MDEA 30% secara teknis mampu menurunkan konsentrasi CO<sub>2</sub> yang besar dengan jumlah laju sirkulasi amin dan energi yang dibutuhkan sistem paling kecil dibandingkan komposisi amin lain. Namun, konsentrasi dan harga MDEA yang lebih besar dibandingkan DEA menyebabkan biaya produksi pada sistem amin dengan komposisi ini lebih besar. Pemilihan komposisi campuran amin dilakukan tidak hanya berdasarkan aspek teknis saja, melainkan juga aspek ekonomi. Larutan amin dengan komposisi DEA15%MDEA20% secara teknis memiliki kinerja lebih rendah dibandingkan larutan amin dengan komposisi DEA5% MDEA 30%, tetapi berpengaruh lebih besar terhadap rendahnya biaya produksi. Kelebihan DEA15%MDEA20% secara ekonomi akan dibahas pada sub bab 4.4.1.

Larutan penyerap amin tersebut kemudian dipertemukan dengan gas asam pada kolom penyerap dengan 20 tray dan tekanan larutan amin yang disesuaikan dengan kondisi operasi gas umpan pada pipa transmisi sebelum gas dibuang ke sistem pembakar (gambar 4.3), yaitu sebesar 500 psia. Proses absorpsi didasarkan pada reaksi kesetimbangan antar H<sub>2</sub>S dan / atau CO<sub>2</sub>. Reaksi ini meningkatkan laju transfer massa komponen-komponen asam ke dalam fase cair yang dipengaruhi oleh kapasitas penyerapan senyawa amin yang digunakan. Kinerja kolom penyerap disajikan pada gambar 4.5



Gambar 4.5 Profil kinerja kolom penyerap

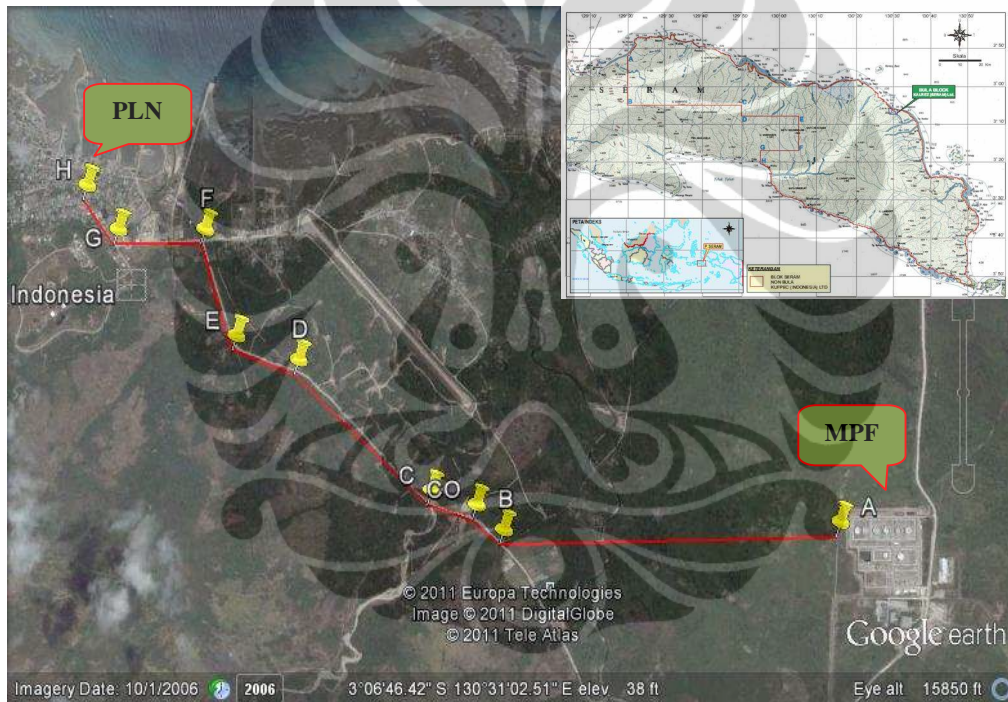
Kontaminan H<sub>2</sub>S maksimum diserap amin pada tray ke-16 sebesar 0,0264 % massa, sedangkan CO<sub>2</sub> dapat diserap maksimum pada tray ke-6 sebesar 0,0156 % massa. Kemudian larutan amin yang kaya akan kontaminan asam (*rich amine*) diregenerasi pada kolom regenerasi. Kondisi operasi sistem regenerasi amin berlangsung pada suhu 120C sampai dengan 125C sementara larutan *rich amine* bersuhu 35C. Sehingga energi panas yang diperlukan oleh sistem reboiler untuk meningkatkan suhu rich amin sebesar 1,266.10<sup>7</sup> kJ/h. Energi ini didapatkan melalui sistem penukar panas yang menggunakan panas dari larutan amin termurnikan (*lean amine*). Larutan *rich amine* memasuki tray ke-4 pada kolom regenerasi kemudian diregenerasi mencapai 0,0352% massa H<sub>2</sub>S dan 0,0262 % massa CO<sub>2</sub> pada *lean amine* (Gambar 4.6). Fasa uap yang dihasilkan pada kolom stripper dikondensasikan kembali masuk kedalam kolom regenerasi dan sisa gas asam yang dialirkan kedalam sistem pembakar gas. Kondisi teknis sistem pemurnian gas terdapat pada Lampiran 4



Gambar 4.6 Profil kinerja kolom regenerasi

### 4.3 Transmisi gas

Gas yang telah diproses kemudian dikirimkan ke PLN melalui pipa transmisi. Titik suplai gas ke PLN dilakukan pada koordinat titik A. Wilayah penggelaran pipa mengikuti alur jalan dengan titik *tapping point* MPF menuju ke alur jalan (titik A-B) berupa daerah kosong bersemak-semak dengan klasifikasi 1 begitupun titik B sampai dengan F berupa lahan kosong dengan kepadatan penduduk paling banyak 3 hunian. Titik F sampai dengan titik penerimaan gas PLN merupakan daerah dengan hunian lebih padat yang berada pada kisaran 10 sampai 46 hunian (Gambar 4.7). Data spesifikasi gas masukan pada pipa ini tercantum pada Lampiran 4.



Gambar 4.7 Rencana jalur pipa transmisi gas CSEL-PLN (Google earth™)

Penentuan diameter pipa optimum dilakukan dengan menggunakan perangkat lunak *Pipe flow*. Kondisi teknis keluaran disesuaikan dengan kebutuhan standar pembangkit listrik gas dan bifuel yaitu gas bertekanan 6 Bar (87,0226 Psig). Pipa dengan besar penurunan tekanan 10- 40 % dengan laju alir di dalam pipa kurang dari 30,84 m/s dipilih sebagai pipa optimum dengan mempertimbangkan timbulnya aliran turbulensi karena laju fluida yang besar

dan berakibat pada tingginya biaya perawatan pipa. Sehingga pipa optimum yang sesuai dengan persyaratan tersebut dan dapat digunakan sebagai pipa transmisi gas ke PLN adalah pipa berdiameter 3 in sched 40 (Tabel 4.3).

Tabel 4.3 Hasil perhitungan diameter pipa dengan simulator Pipe Flow

No	Diameter pipa	Penurunan tekanan (%)	Laju alir (m/s)
1	Steel 2,5 in Sched 40	54,59	26,072
2	Steel 2,5 in Sched 80	42,57	29,542
<b>3</b>	<b>Steel 3 in Sched 40</b>	<b>15,59</b>	<b>16,885</b>
4	Steel 3 in Sched 80	19,64	18,898
5	Steel 3,5 in Sched 40	8,25	12,626

#### 4.4 Analisis ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan terhadap investasi penggunaan alat pemurnian gas, pipa transmisi dan pembangkit listrik. Pemilihan komposisi amin dan skenario penggunaan pembangkit listrik ditentukan sesuai dengan nilai IRR terbesar. Biaya investasi dan produksi yang didapatkan selanjutnya digunakan untuk penentuan harga gas.

##### 1.4.1 Keekonomian sistem pemurnian gas

Perhitungan nilai investasi pembelian unit pemurnian gas didasarkan pada harga terkini sistem pemurnian gas amin berkapasitas 2,5 MMSCFD dengan kandungan CO<sub>2</sub> pada gas umpan sebesar 15-20%, yaitu sebesar \$ 700.000. Penyesuaian kapasitas amin dilakukan dengan menggunakan persamaan (3.1) sehingga didapatkan nilai investasi sistem amin 250.000 SCFD sebesar \$ 140.000

Biaya produksi pada sistem pemurnian gas terbagi kedalam biaya langsung dan tidak langsung. Biaya langsung meliputi biaya pergantian penyerap amin, penggantian filter pada sistem regenerasi amin untuk mencegah timbulnya emulsi, biaya rutin perawatan setiap tiga bulan sekali (PM) dan biaya loss pengiriman gas yang diasumsikan 5% per tahun terhadap total pengiriman gas. Biaya pergantian penyerap amin dipengaruhi oleh komposisi dan laju amin. Tabel 4.3 memperlihatkan bahwa penyerap amin dengan komposisi DEA 15%

MDEA 20% memerlukan biaya paling kecil. Jika diasumsikan pergantian pelarut dilakukan setiap PM 4 kali pertahun, maka diperlukan biaya produksi sebesar \$ 253.000 pertahun. Selain itu, terdapat biaya tidak langsung yang meliputi biaya depresiasi, pajak dan asuransi. Biaya depresiasi sebesar 10 % dari investasi dengan asumsi bahwa dalam kurun waktu 10 tahun nilai sisa dari unit pemurnian gas sebesar nol. Perhitungan depresiasi tahunan menggunakan metode garis lurus (*straight line*).

Tabel 4.4 Perbandingan biaya operasi dari komposisi campuran amin optimum

		TEKNIS PENYERAP AMIN		
		DEA 5% MDEA 30%	DEA 15% MDEA 20%	DEA 10% MDEA 25%
A	Laju alir pelarut (kg/h)	43.790,00	44.000,00	43.890,00
B	DEA (kg/h)	2.189,50	6.600,00	4.389,00
C	MDEA (kg/h)	13.137,00	8.800,00	10.972,50
		BIAYA		
<b>1</b>	<b>Investasi Amin sistem (kapasitas 1,15 MMSCFD)</b>	139.668,36	139.668,36	139.668,36
<b>2</b>	<b>Biaya produksi</b>			
2.1	Biaya langsung			
2.1.1	DEA (\$ 3,25/kg) diasumsikan 4kali ganti	28.463,50	85.800,00	57.057,00
2.1.2	MDEA (\$4,75/kg) diasumsikan 4kali ganti	249.603,00	167.200,00	208.477,50
2.1.3	Maintenance (1-4% investasi) & disposal	5.586,73	5.586,73	5.586,73
2.1.4	Cartridge Filter	11.000,00	11.000,00	11.000,00
2.1.5	Loss (asumsi : 5% total produksi/tahun)	27.000,00	27.000,00	27.000,00
2.2	<b>Biaya tidak langsung</b>			
2.2.1	Depresiasi (10% dari investasi) straight line depr 10 th	13.966,84	13.966,84	13.966,84
2.2.2	Asuransi & pajak (2,5% investasi)	3.491,71	3.491,71	3.491,71
2.2.3	Total (Biaya produksi langsung + tidak langsung)	339.111,78	<b>314.045,28</b>	326.579,78
<b>Total (Biaya produksi)</b>		Rp3.052.006.015	<b>Rp2.826.407.515</b>	Rp2.939.218.015

Sumber : 1) Sehgal V (2009)

Jadi walaupun penyerap amin dengan komposisi DEA5%MDEA30% secara teknis paling baik, namun biaya produksi pemurnian gas (Tabel 4.4) memperlihatkan bahwa komposisi pelarut amin DEA15%MDEA20% memerlukan biaya operasi terkecil sehingga dapat digunakan sebagai penyerap amin pada sistem pemurnian gas.

#### 1.4.2 Keekonomian perpipaan

Keekonomian perpipaan meliputi perhitungan biaya investasi pembelian pipa, pelindung katodik pipa, biaya penggelaran pipa dan biaya operasi pipa pertahun. Biaya penggelaran pipa meliputi biaya ROW dan pekerja. Sedangkan biaya operasi pipa meliputi biaya perawatan pipa dan depresiasi. Biaya perawatan ditetapkan sebesar \$ 6000 pertahun serta nilai depresiasi peralatan pada tahun ke-10 diasumsikan nol dibawah jam kerja maksimum pipa transmisi menurut API, yaitu 100.000 jam ekuivalen dengan 11,5 tahun. Sehingga total biaya investasi didapatkan sebesar \$ 1.323.000 dan biaya produksi pertahun sebesar \$ 52.130 (Tabel 4.5)

Tabel 4.5 Biaya investasi dan operasi pipa transmisi MPF-PLN

<b>1. Teknis pipa</b>		
1.1	Panjang jarak terukur (aktual) =	4962,51 m
1.2	Total panjang pipa + additional =	5000 m= 3,107 mile
1.3	Jenis pipa =	Baja karbon 3" sched 40
<b>2. Pipa</b>		
2.1	Investasi & instalisasi pipa	
2.1.1	Harga pipa \$13,71/ft	\$ 224.844,00
2.1.2	Katodik protection \$20.000/km	\$ 100.000,00
2.1.3	Miscellaneous \$101.668/mill	\$ 117.834,12
2.1.4	ROW (\$56.222/mill)	\$ 137.744,32
2.1.5	Manpower	\$ 742.153,45
2.2	Operating cost (\$6000/mill)	\$ 18.642,00
2.2.1	Depresiasi 10 tahun = 0	\$ 33.488,00
	<b>Total investasi</b>	<b>\$ 1.322.575,89</b>
	<b>Biaya Perawatan per tahun</b>	<b>\$ 52.130,00</b>

Sumber: 1) World pipelines (2002)

2) Natural gas pipeline technology overview (2007)

#### 1.4.3 Keekonomian pemilihan turbin gas

Terdapat 3 skenario pemilihan pembangkit, yaitu penggunaan pembangkit berbahan bakar diesel HSD (kondisi terkini), pembangkit berbahan bakar gas, dan penggunaan alat modul bifuel. Pemilihan pembangkit berhubungan terhadap keekonomian biaya produksi pertahun yang bergantung terhadap jenis bahan bakar yang digunakan. Bahan bakar HSD yang digunakan



saat ini disuplai oleh PT. Pertamina cabang Bula dengan harga Rp.8.000 perliter. Perbandingan biaya konsumsi bahan bakar ketiga skenario disajikan pada tabel 4.6.

Tabel 4.6 Biaya produksi bahan bakar pembangkit pertahun

No	Deskripsi	Turbin diesel	Turbin gas	Modul gas	Gas alam: HSD (70%:30%)
1	Jenis bahan bakar	HSD	Gas alam	HSD (30%)	Gas alam (70%)
2	Konsumsi bahan bakar/tahun	155.000 L	210.000SCFD	46.650 L	147.000 SCFD
3	Harga bahan bakar (\$)	0,87	6,00	0,87	6,00
<b>Total biaya bahan bakar/tahun (\$)</b>		<b>\$1.641.571,24</b>	<b>\$453.600,00</b>	<b>\$ 809.991,37</b>	

Pembandingan biaya bahan bakar pada tabel 4.6 memperlihatkan bahwa dengan adanya dua skenario lain memberikan efisiensi terhadap biaya produksi listrik. Penggunaan turbin gas dapat menurunkan biaya pembelian bahan bakar mencapai 72% dan 51 % untuk penggunaan modul gas. Pemilihan jenis pembangkit selain berdasarkan efisiensi penghematan biaya bahan bakar juga didasarkan pada parameter kelayakan proyek sehingga menguntungkan kedua belah pihak (produsen gas dan PLN). Total biaya produksi dan investasi disajikan pada tabel 4.7

Tabel 4.7 Biaya produksi dan investasi turbin gas dan modul bifuel

No	Deskripsi biaya	Turbin gas 1200 kW(\$)	Modul bifuel Altronic (\$)
3.1	<b>Investasi</b>	500.000,00	300.000,00
3.2	<b>Operating cost</b>		
3.2.1	Loss pengiriman gas (asumsi 5%)	82.078,56	57.454,00
3.2.2	Maintenance cost (1% investasi)	5.000,00	3000,00
3.2.3	Depresiasi 10 tahun = 0	50.000,00	30.000,00

Sumber : 1) Yadi, *Personal communication*, 10 November 2012

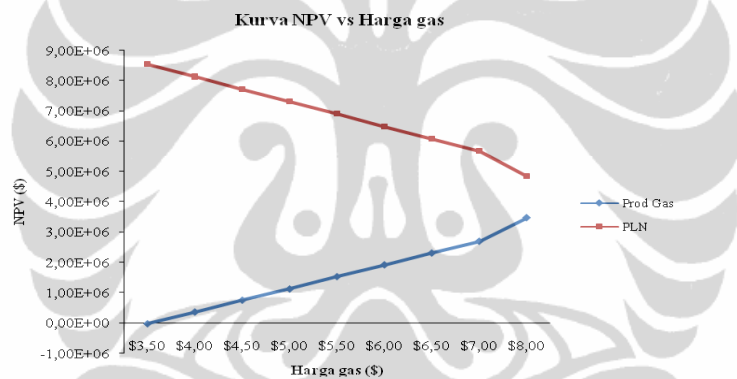
2) [www.caterpillar.com](http://www.caterpillar.com), 2012

#### 1.4.4 Penentuan harga gas

Harga gas ditetapkan melalui sistem jarak dengan mempertimbangkan jumlah IRR dan NPV yang ditimbulkan akibat biaya investasi dan produksi pertahunnya. Beberapa kisaran harga gas digunakan untuk menentukan besar IRR dan NPV, yaitu sebesar \$3,5; \$4; \$5; \$5,5; \$6; \$6,5; \$7; \$8/MMBTU. Pemilihan kisaran ini didasarkan pada harga gas yang pernah dibeli oleh PLN.

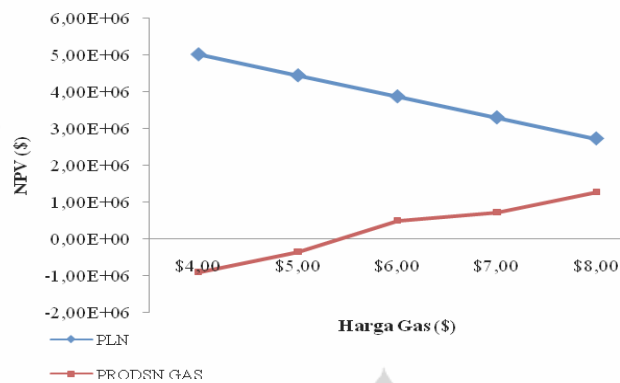
Nilai MARR perusahaan produsen gas dan PLN diasumsikan sama dengan tingkat suku bunga sertifikat bank indonesia (SBI) untuk mata uang US\$ yaitu sebesar 7%.

Pada skenario penggunaan turbin gas nilai NPV akan bernilai positif pada harga gas lebih dari 3,5 \$/MMBTU (Gambar 4.8). Nilai NPV produsen gas akan terus meningkat seiring dengan meningkatnya harga gas dan sebaliknya untuk PLN. Besarnya penghematan biaya produksi PLN dari pengkonversian bahan bakar diesel menjadi gas membuat nilai NPV PLN besar. Nilai NPV PLN pada harga gas maksimum 8\$/MMBTU sebesar 5.897.000 \$ sementara nilai produsen gas lebih kecil, yaitu sebesar 2.479.000 \$. Oleh karena itu, penetapan harga gas lebih menitikberatkan pada nilai resiko ekonomi yang ditimbulkan oleh produsen gas.



Gambar 4.8 Kurva pengaruh NPV terhadap perubahan harga gas pada skenario turbin gas

Skenario penggunaan moda bifuel memerlukan bahan bakar gas 70 % dan 30% bahan bakar HSD. Oleh karenanya, pendapatan produsen gas akan menurun sebesar 30% dibandingkan dengan penggunaan turbin gas, sementara itu biaya produksi hanya berkurang 2%. Hal ini akan menjadi faktor pembatas dalam penentuan harga jual gas yang murah untuk PLN. Pada gambar 4.9 memperlihatkan bahwa NPV dari produsen gas akan bernilai positif jika harga gas berada diatas 5\$/MMBTU.



Gambar 4.9 Kurva NPV terhadap perubahan harga gas pada skenario modul bifuel

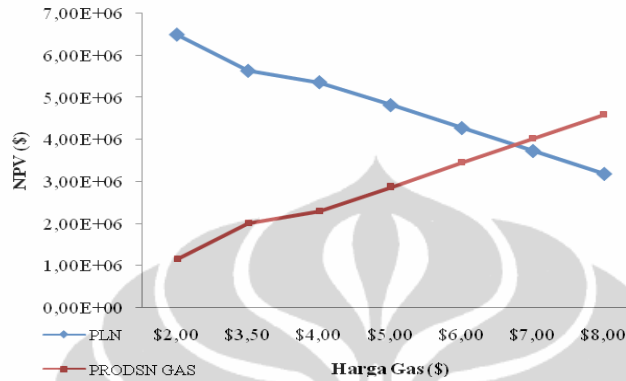
Biaya produksi gas yang besar pada penggunaan modul bifuel memberikan nilai NPV yang lebih rendah dibandingkan pada penggunaan turbin gas pada harga gas yang sama. Selain itu dampak pengembalian modal PLN dan produsen gas relatif lama sehingga skenario penggunaan modul gas dianggap tidak layak secara ekonomi (Tabel 4.8).

Tabel 4.8 Analisis kelayakan ekonomi terhadap 2 skenario pilihan

	Harga gas	PLN				Prodsn gas (CSEL)			
		NPV	IRR	PBP	BCR	NPV	IRR	PBP	BCR
Skenario turbin gas	\$4,00	\$ 8.126.554,15	28,82	1,67	3,29	\$ 360.853,74	26,26	2,54	1,12
	\$5,00	\$ 7.306.843,15	28,38	1,82	3,06	\$ 1.119.086,41	30,75	1,01	1,38
	\$5,50	\$ 6.896.987,65	28,13	1,90	2,95	\$ 1.528.941,91	31,48	0,80	1,51
	\$6,00	\$ 6.487.132,15	27,85	2,0	2,83	\$ 1.918.304,64	31,90	0,61	1,64
	\$6,50	\$ 6.077.276,65	27,55	2,1	2,71	\$ 2.307.667,36	32,19	0,52	1,76
	\$7,00	\$ 5.667.421,15	27,21	2,21	2,60	\$ 2.697.030,09	32,40	0,45	1,89
	\$8,00	\$ 4.847.710,15	26,41	2,49	2,37	\$ 3.475.755,54	32,68	0,35	2,13
Skenario modul gas	\$4,00	\$ 5.017.227,13	27,19	2,23	2,59	-\$ 910.365,61	19,98	>15	0,72
	\$5,00	\$ 4.443.429,43	26,57	2,43	2,41	-\$ 365.257,79	24,79	>15	0,89
	\$6,00	\$ 3.869.631,73	25,82	2,69	2,23	\$ 494.619,05	15,57	2,00	1,17
	\$7,00	\$ 3.295.834,03	24,90	3,00	2,25	\$ 724.957,84	29,40	1,5	1,22
	\$8,00	\$ 2.722.036,33	23,74	3,41	2,10	\$ 1.270.065,65	31,07	0,90	1,38

Skenario modul gas dapat bernilai ekonomis jika produsen gas tidak menggunakan sistem pemurnian gas (Gambar 4.10). Namun tidak feasible secara teknis, kandungan H<sub>2</sub>S gas Oseil sebesar 1,79 % melampaui nilai minimum kandungan sulfur pada HSD yaitu 0,5 %. Kandungan H<sub>2</sub>S yang melebihi

ambang batas bahan bakar turbin ini mengakibatkan *hot corrosion* pada ruang bakar karena endapan natrium sulfat ( $\text{Na}_2\text{SO}_4$ ) pada filamen panas turbin yang terbentuk melalui reaksi antara kelebihan sulfur dengan adanya garam natrium klorida yang terbawa melalui udara (ASM International, 2007).



Gambar 4.10 Kurva NPV skenario modul bifuel tanpa penambahan sistem pemurnian gas-amine

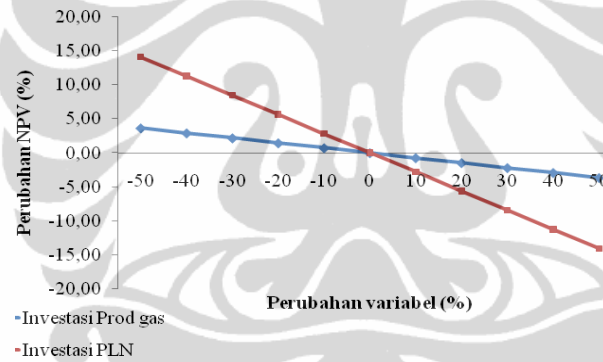
Harga gas ditetapkan dengan mempertimbangkan harga maksimal pembelian gas oleh PLN sebesar 5\$/MMBTU dan keekonomian produsen gas. Penggunaan nilai 5\$/MMBTU pada skenario turbin gas telah memberikan keuntungan bagi produsen gas yang terlihat dari positifnya nilai NPV (Tabel 4.8). Namun tingkat periode pengembalian dan nilai NPV yang kecil membuat pilihan tersebut tidak bernilai baik secara ekonomi. Harga yang dianggap lebih bernilai ekonomi adalah pada harga gas 6\$/MMBTU dengan periode pengembalian investasi yang lebih cepat, yaitu 0,61 tahun.

#### 4.5 Analisis Sensitivitas

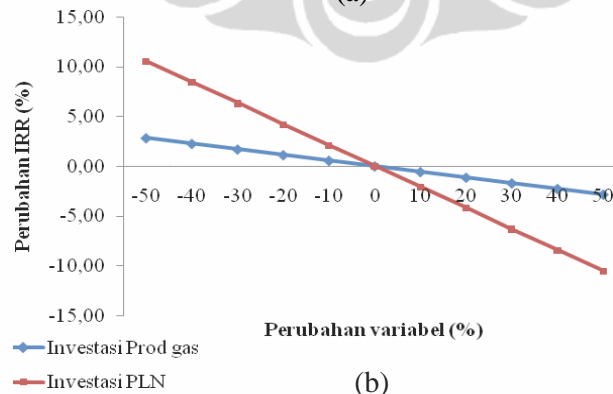
Analisis sensitivitas dilakukan pada skenario yang memiliki resiko ekonomi terkecil, yaitu pada skenario turbin gas dengan harga gas 6\$/MMBTU. Analisis sensitivitas terhadap perubahan biaya investasi dan harga gas dilakukan untuk mengetahui pengaruh perubahan biaya investasi dan harga jual gas terhadap sensitivitas arus kas produsen gas dan PLN. Tabel 4.8 memperlihatkan perubahan nilai IRR terhadap perubahan biaya investasi. Interpretasi pengaruh analisis sensitivitas disajikan pada gambar 4.11

Tabel 4.9 Nilai IRR dan NPV terhadap perubahan biaya investasi

Perubahan variabel (Harga gas/Investasi) (%)	NPV		Nilai IRR (%)	
	Prod gas (CSEL)	PLN	Prod gas (CSEL)	PLN
-50	\$ 1.988.138,82	\$ 7.398.420,09	32,81	30,78
-40	\$ 1.974.171,98	\$ 7.216.162,50	32,63	30,20
-30	\$ 1.960.205,15	\$ 7.033.904,91	32,44	29,61
-20	\$ 1.946.238,31	\$ 6.851.647,33	32,26	29,03
-10	\$ 1.932.271,48	\$ 6.669.389,74	32,08	28,44
0	\$ 1.918.304,64	\$ 6.487.132,15	31,90	27,85
10	\$ 1.904.337,80	\$ 6.304.874,56	31,72	27,27
20	\$ 1.890.370,97	\$ 6.122.616,97	31,54	26,68
30	\$ 1.876.404,13	\$ 5.940.359,38	31,36	26,10
40	\$ 1.862.437,30	\$ 5.758.101,79	31,17	25,51
50	\$ 1.848.470,46	\$ 5.575.844,20	30,99	24,92



(a)

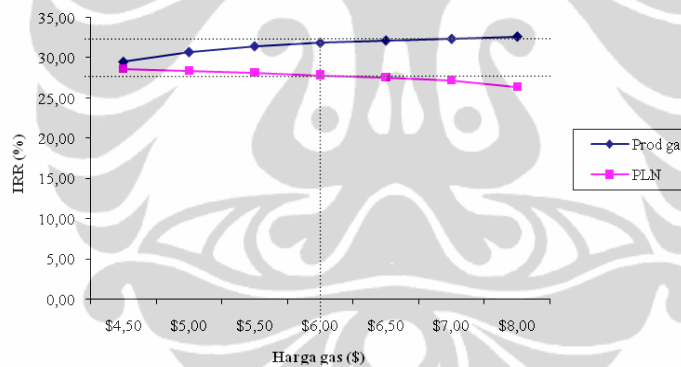


(b)

Gambar 4.11 Interpretasi analisis sensitivitas IRR (a) dan NPV (b) (%) terhadap Perubahan investasi

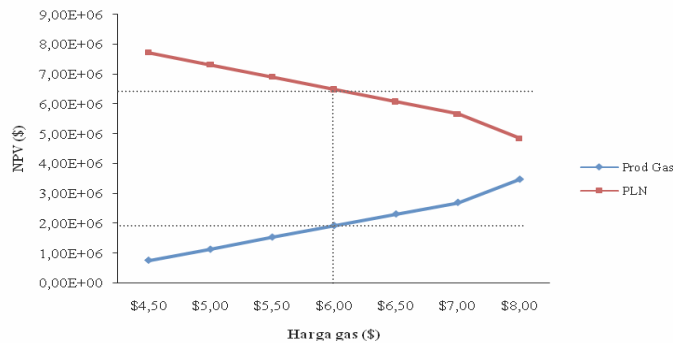
Perubahan IRR pada variabel investasi PLN sangat sensitif, terlihat dari slop kurva yang curam. Hal ini dikarenakan nilai investasi PLN yang besar sehingga perubahan investasi secara signifikan mempengaruhi arus kas PLN. Perubahan nilai investasi 10% mengakibatkan perubahan nilai IRR tertinggi antara variabel analisis, yaitu sebesar 1,89%.

Pengaruh perubahan harga gas terhadap produsen gas menghasilkan slop kurva positif yang berarti bahwa semakin besar harga gas yang ditetapkan maka akan semakin menguntungkan (Gambar 4.21 a). Namun sebaliknya, jika PLN menghendaki harga yang lebih murah, maka penurunan harga gas dapat menurunkan NPV sampai bernilai negatif pada kisaran harga dibawah 3,5 \$/MMBTU (Gambar 4.8). Marjin kurva NPV dan IRR produsen gas lebih besar dibandingkan dengan PLN (Gambar 4.12). Hal ini berarti bahwa arus kas produsen gas sensitif terhadap perubahan harga gas. Perubahan harga 0,5 \$/MMBTU dapat mengubah NPV sebesar 20% sedangkan PLN 6%.



(a)

Kurva NPV vs Harga gas



(b)

Gambar 4.12 Interpretasi analisis sensitivitas IRR (a) dan NPV (b) (%) terhadap Perubahan harga gas

## BAB V SIMPULAN

Aktivitas pembakaran gas sisa sebesar 621.128 SCFD pada lapangan Oseil dinilai tidak ekonomis, sementara terdapat perusahaan listrik (PLN) yang membutuhkan energi alternatif sebagai pengganti HSD untuk bahan bakar pembangkit. Kebutuhan HSD PLN dengan daya terpasang sebesar 1.200 kW sebesar 1.866.000 Liter pertahun setara dengan 1.642.000 \$. Terdapat dua alternatif untuk mengefisienkan biaya produksi PLN yaitu dengan menggunakan turbin gas atau modul gas. Karakteristik gas pada lapangan Oseil bersifat asam dengan kandungan 1,79% mol H<sub>2</sub>S dan 6,95% mol CO<sub>2</sub> sehingga perlu suatu sistem pemurnian gas yang efektif menurunkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> secara bersamaan. Sistem pemurnian gas amin dengan komposisi DEA 15% MDEA 20% berkapasitas 250.000 dan tekanan gas umpan sebesar 500 psia mampu menurunkan kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> menjadi 0,96 ppm mol dan 0,005 %. Proses pengiriman gas dilakukan dengan menggunakan pipa baja karbon berukuran 3 in skedul 40 sepanjang 5 km. Berdasarkan pertimbangan aspek keekonomian dari produsen gas dan PLN, penjualan gas dengan harga gas 6\$/MMBTU  $r = 7\%$  dan penggunaan skenario turbin gas layak secara ekonomi karena periode pengembalian investasi yang singkat, yaitu 0,6 tahun untuk produsen gas IRR 30,87% dan 2 tahun untuk PLN IRR 28,36%. Sehingga PLN dapat menghemat biaya produksi sampai 1.102.000 \$ pertahun dan produsen gas dapat memperoleh keuntungan bersih sebesar 210.621 \$ pertahun. Arus kas PLN sangat sensitif terhadap perubahan biaya investasi sedangkan arus kas produsen gas sensitif terhadap perubahan harga gas.

## DAFTAR REFERENSI

- Arkema. (2000). MDEA proven technology for gas treating system.  
[WWW.e-OrganicChemical.com](http://WWW.e-OrganicChemical.com)
- ASM International. (2007). Hot corrosion in gas turbine. [www.asminternational.org](http://www.asminternational.org).
- ASME B31.8a. (2000). Gas transmission and distribution piping system. The American society of mechanical engineers. New York NY 10016.
- Astarita G D, Savage W, dan Bisio A. 1983 Gas Treating with Chemical Solvents. J. Wiley and Sons (1983).
- Agrawal NJ et al. (2007). Gas solubility of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> in aqueous solutions of N methyl diethanol amine. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 55,122.
- BP Statistical review.(2010). [Report]. Natural gas proved reserves.
- CSEL Drawing. (2010). Peta wilayah Kecamatan Bula, Kepulauan Seram Timur. PT. CITIC Seram Energy Limited
- Chandra V. (2006). Fundamentals of natural gas: an international perspective. PennWells Books.
- Catter Pillar XQ 1250 G. (n.d). Nov 15th 2011 <http://www.cat.com/cda/files/209016>
- Darmayuda IW. (2011). Kajian tekno ekonomi jaringan distribusi gas bumi untuk rumah susun Benhil II di Jakarta Pusat. [Thesis]. Departemen teknik kimia. Universitas Indonesia.
- Ebenezer SA. (2005). Removal of Carbon dioxide from natural gas for LNG production. Optimization of amine base CO<sub>2</sub> Removal process. [Report]. Institute of petroleum Technology Norwegian University of science and technologies. NTNU.
- Elgarni M et al. (2007). The Using of Mixing Amines in an Industrial Gas Sweetening Plant. *World academy of science, Engineering, and technology* 31.
- Folga SM. (2007). Natural gas pipeline technology overview. Decision of environmental science divisions argonne national laboratory.
- Gasification.(2011). diakses di <http://en.wikipedia.org/wiki/Gasification>
- Gudmundson JS et al.(2011). Natural gas sweetening and effect of declining pressure. Department of petroleum engineering and applied geophysics. Norwegian university of science and technology
- GE Power system. (2002). [Report]. Specification for fuel gas for combustion in heavy duty gas turbine. GE power system.
- Laporan pembangunan PLN Bulan Juni 2011. [Report]. Perusahaan Listrik Negara



- Laporan produksi CSEL 2010-2011. [Report]. PT. CITIC Seram Energy ltd
- Laporan prediksi kandungan gas reservoir 2011-2026. [Report]. PT. CITIC Seram Energy ltd.
- Mirzei S dan Aliabad Z. (2009). Removal of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S using aqueous alkanolamine solutions. *World Academy of Science, Engineering and Technology* 49.
- Monnery WD. (2005). Geothermal steam economic H<sub>2</sub>S abatement and sulphur recovery. Proceedings World Geothermal Congress 2005. Xergy Processing Inc. Canada.
- Natural gas and gas piping. (1998).[Report]. Factory mutual property loss prevention data sheets. Factory mutual engineering corp.
- Polasek JC dan Iglesias-Silva GA. 2006. Using mixed amine solutions for gas sweetening. bryan research and engineering Inc. Technical Paper.
- Randal W dalam Mantra. (2010). *Process Equipment Cost Estimating by Ration and Proportion*.
- Saputra AH. (2009). Pemipaan gas bumi teknologi dan keekonomian (1). [materi kuliah]. Fakultas Teknik Gas dan Petrokimia. Universitas Indonesia
- Sehgal V. (2009). Technical and economic comparison of natural gas sweetening process. ProQuest desertation snd theses
- Suharto I. (2002). Studi Kelayakan Proyek Industri. [hand book]. Erlangga
- Taufik M. (2008). Analisa penentuan tarif tol gas (tol fee) pada jaringan pipa gas. Prosiding Seminar Nasional Sains dan Teknologi II-2008. Universitas Lampung.
- Wahid MA. Perbandingan biaya pembangkitan pembangkit listrik di Indonesia. BPPT.
- Wijanarko A et al. (2005). Tinjauan kelayakan ekonomi dan teknis perancangan awal pabrik pengolahan gas alam dengan umpan dari Lapangan Gas Senoro. *Jurnal Teknologi. Edisi No 4. ISSN 0215-1685*.
- Wilson C dan Bagajewich M. (2008). Novel method for gas separation. [http://www.ou.edu/class/che-design/adesign/projects2008/Novel%20Method%20Gas%20 Separation.pdf](http://www.ou.edu/class/che-design/adesign/projects2008/Novel%20Method%20Gas%20Separation.pdf)
- World pipeline November 2002. (2002)
- Yudhoyono SB.(2006). Kebijakan Energi nasional. Peraturan Presiden Republik Indonesia Nomor 5 tahun 2006.
- Yadi, PT. Adyawinsa (Nov 10th 2012). *Personnal interview*

Zamaniyan A dan Behroozsarand. (2010). Multiobjective optimization scheme for industrial synthesis gas sweetening plant in GTL process. *Sciencedirect. Journal of Natural Gas Chemistry* 20(2011)99–109



Lampiran 1 Laporan 3 bulanan produksi gas PT Citic Seram Energy Ltd 2009-2011

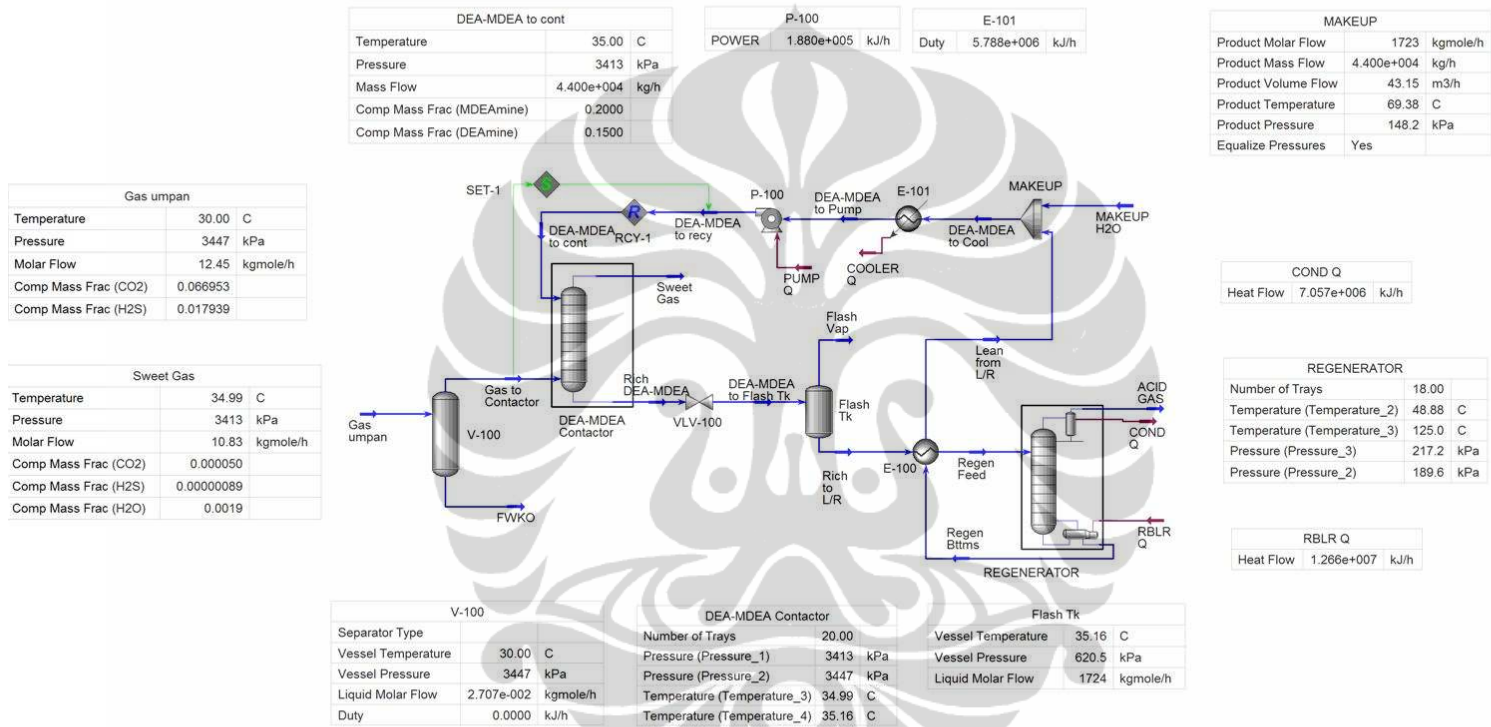
Bulan	01-Apr-09	15-Apr-09	30-Apr-09	01-Aug-09	15-Aug-09	30-Aug-09	01-Dec-09	15-Dec-09	30-Dec-09	01-Jan-10	15-Jan-10	31-Jan-10	01-Apr-10
<b>Total gas produksi</b>	1420079	1359076	1446977,5	1252661	1359076	1446977,5	1247438	1277331	1213348	1248375	1272041	1272041	1261482
<b>Total gas pakai</b>	1356431	1289269	1423316	1233591	1289269	1423316	1226436	1256650	1188881	1228451	1256810	1256810	1247320
<b>Total gas flare</b>	63648	69807	23661,5	19070	69807	23661,5	21002	20681	24467	19924	15231	15231	14162
Bulan	15-Apr-10	30-Apr-10	1 Aug 10	15 Aug 10	31 Aug 10	1 Dec 10	15 Dec 10	01-Jan-11	15-Jan-11	31-Jan-11	01-Apr-11	15 Apr-11	30-Apr-11
<b>Total gas produksi</b>	1278867	1232927	1350085	1290465	1224795	1293088	1552577,5	1641018	1405035	1476046	1237717	1554250	2235230
<b>Total gas pakai</b>	1265880	1216352	1202420	1275820	1217520	1265313	1272872	1297330	1061710	1456490	1109020	1424950	1614102
<b>Total gas flare</b>	12987	16575	147665	14645	7275	27775	279705,5	343688	343325	19556	128697	129300	621128

Sumber: Laporan produksi CSEL 2009-2011

Lampiran 2 Prediksi gas CSEL sepanjang umur proyek (15 tahun kedepan)

NO	Bulan	Tahun ke- (MSCFD)															
		2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
1	Jan	1459,8	1526,3	1595,1	1648,7	1690,4	1316,5	1025,3	798,5	621,9	484,3	377,2	293,8	228,8	178,2	138,8	108,1
2	Feb	1492,4	1494,9	1562,2	1614,7	1655,6	1289,4	1004,2	782,0	609,1	474,3	369,4	287,7	224,1	174,5	135,9	105,8
3	Mar	1316,1	1464,0	1530,0	1581,4	1621,5	1262,8	983,5	765,9	596,5	464,6	361,8	281,8	219,4	170,9	133,1	103,7
4	Apr	1746,2	1583,9	1648,5	1698,8	1588,0	1236,8	963,2	750,1	584,2	455,0	354,3	276,0	214,9	167,4	130,4	101,5
5	Mei	1793,3	1551,2	1614,5	1663,8	1555,3	1211,3	943,3	734,7	572,2	445,6	347,0	270,3	210,5	163,9	127,7	99,4
6	Jun	1484,1	1519,2	1581,2	1629,5	1523,2	1186,3	923,9	719,5	560,4	436,4	339,9	264,7	206,1	160,5	125,0	97,4
7	Jul	1497,2	1487,9	1548,6	1595,9	1491,8	1161,8	904,8	704,7	548,8	427,4	332,9	259,2	201,9	157,2	122,5	95,4
8	Agust	1320,0	1607,2	1666,7	1713,0	1461,1	1137,9	886,2	690,2	537,5	418,6	326,0	253,9	197,7	154,0	119,9	93,4
9	Sept	1531,3	1574,1	1632,3	1677,7	1430,9	1114,4	867,9	675,9	526,4	410,0	319,3	248,7	193,7	150,8	117,5	91,5
10	Okt	1624,8	1541,6	1598,7	1643,1	1401,4	1091,4	850,0	662,0	515,6	401,5	312,7	243,5	189,7	147,7	115,0	89,6
11	Nov	1591,3	1509,8	1565,7	1609,2	1372,5	1068,9	832,5	648,3	504,9	393,2	306,3	238,5	185,8	144,7	112,7	87,7
12	Des	1558,5	1628,7	1683,4	1726,0	1344,2	1046,9	815,3	635,0	494,5	385,1	299,9	233,6	181,9	141,7	110,3	85,9

### Lampiran 3 Diagram alir proses pemurnian gas DEA15% MDEA 20%

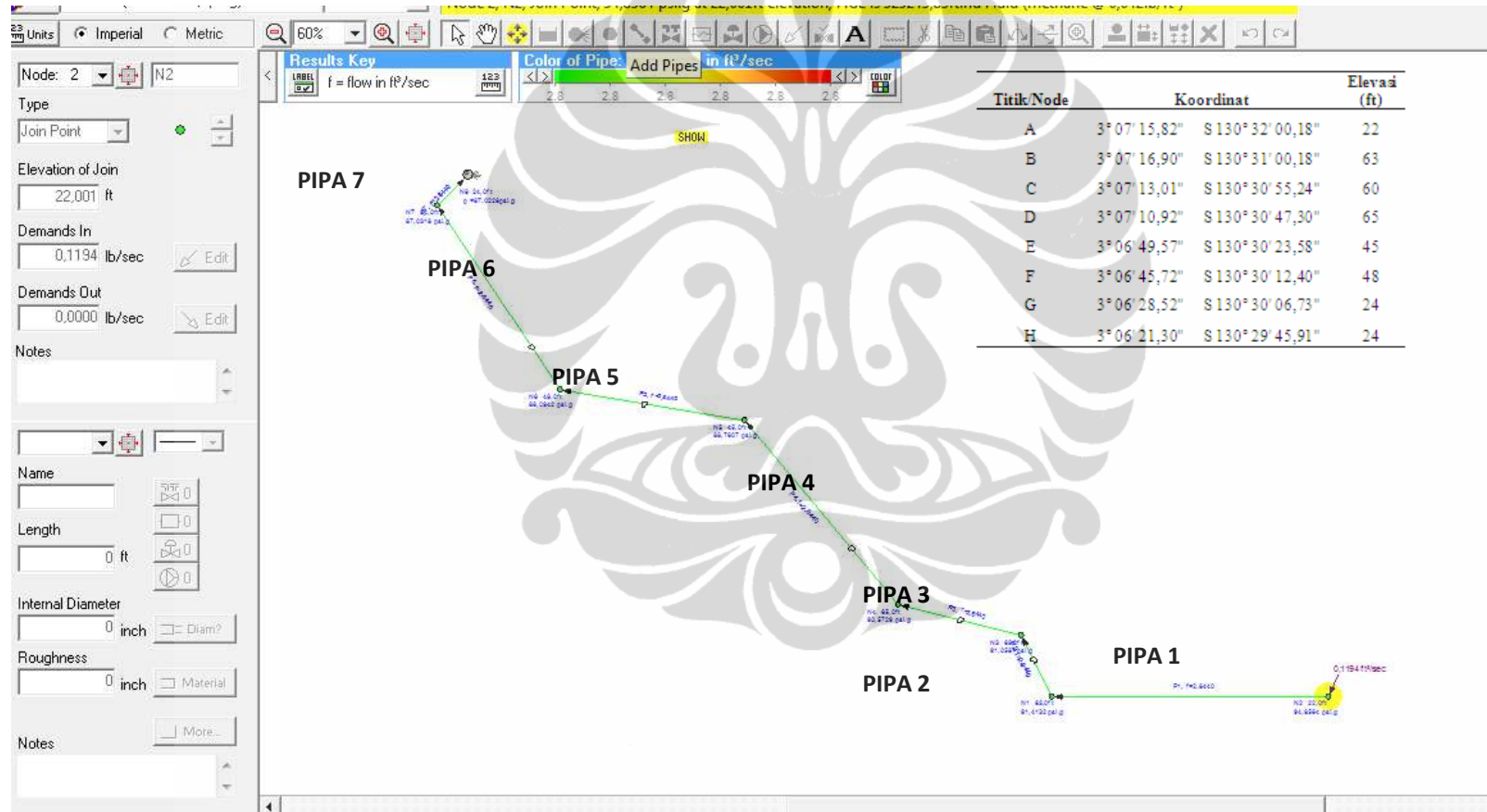


Aliran energy (energy stream)	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q
Laju alir panas / heat flow (KJ/h)	1,266E+07	7,057E+06	5,785E+06	1,880E+05
Energi netto (CONDQ+COOL Q+PUMPQ-RBLRQ)	<b>370.800 (kJ/h)</b>			

Lampiran 4 Kondisi teknis aliran fluida pada sistem pemurnian gas DEA 15%-MDEA20%

Deskripsi teknis	Gas umpan	FWKO	Gas to Cont	DEA-MDEA to cont	Rich DEA-MDEA	Sweet Gas	DEA-MDEA to flash	Flash Vap	Rich to L/R	Lean from L/R	Regen feed	Regen bttms	Acid gas	Makeup H2O	DEA-MDEA to cool	DEA-MDEA to Pump	DEA-MDEA to Recy
Vapour fraction	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperature (C)	30,00	30,00	30,00	35,00	35,17	34,99	35,16	35,16	35,16	69,39	93,33	124,99	48,88	35,00	69,38	33,82	35,00
Pressure (kPa)	3447,40	3447,40	3447,40	3412,90	3447,40	3412,90	620,53	620,53	620,53	148,24	551,58	217,18	189,61	148,24	148,24	113,76	3412,90
Molar flow (kgmole/h)	12,45	270,67	12,43	1723,10	1724,70	10,83	1724,70	0,91	1723,80	1723,10	1723,80	1723,10	0,75	0,06	1723,20	1723,20	1723,20
Mass flow	234,41	0,49	233,92	44001,00	44040,00	195,06	44040,00	15,41	44024,00	44000,00	44024,00	44000,00	24,56	1,11	44001,00	44,00	44001,00
Liquid volume flow	0,69	0,00	0,00	42,43	42,45	0,00	42,45	0,00	42,43	42,42	42,43	42,42	0,05	0,00	42,43	42,43	42,43
heat flow	1,69E+05	-9,11E-02	1,70E+05	-4,41E+07	-4,41E+07	1,53E+05	-4,41E+07	1,23E+04	-4,41E+07	-3,85E+07	-3,45E+07	-2,89E+07	8,63E+03	-2,1E+03	-3,85E+07	-4,4E+07	-4,41E+07
composition (mol %)																	
Nitrogen	1,93	0,00	1,94	0,00	0,00	2,11	0,00	1,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,17	0,00	0,00	0,00	0,00
CO2	2,86	0,04	2,87	0,03	0,04	0,00	0,04	0,00	0,04	0,03	0,04	0,02	47,96	0,00	0,02	0,02	0,02
H2S	0,99	0,05	0,99	0,03	0,03	0,00	0,03	0,00	0,03	0,04	0,03	0,03	16,17	0,00	0,03	0,03	0,03
Methane	88,12	0,06	88,31	0,00	0,06	91,54	0,06	93,89	0,01	0,00	0,01	0,00	28,16	0,00	0,00	0,00	0,00
Ethane	2,70	0,00	2,70	0,00	0,00	2,79	0,00	2,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,99	0,00	0,00	0,00	0,00
Propane	1,40	0,00	1,40	0,00	0,00	1,49	0,01	1,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,31	0,00	0,00	0,00	0,00
i-Butane	0,30	0,00	0,30	0,00	0,00	0,34	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Butane	0,75	0,00	0,75	0,00	0,00	0,86	0,00	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
i-Pentane	0,19	0,00	0,19	0,00	0,00	0,22	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Pentane	0,24	0,00	0,24	0,00	0,00	0,28	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
n-Hexane	0,16	0,00	0,16	0,00	0,00	0,17	0,00	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
MDEA	0,00	0,00	0,00	20,00	4,28	0,00	4,28	0,00	4,28	20,00	4,28	4,29	0,00	0,00	4,29	4,29	4,29
H2O	0,00	99,85	0,14	64,94	91,94	0,19	91,94	0,86	91,99	64,94	91,99	92,03	0,06	1,00	92,03	92,03	92,03
DEA	0,00	0,00	0,00	15,00	3,64	0,00	3,64	0,00	3,64	15,00	3,64	3,64	0,00	0,00	3,64	3,64	3,64

Lampiran 5. Simulasi pipa gas menggunakan perangkat lunak Flow expert didapatkan diameter pipa baja karbon 3 inch sched 40



Lampiran 6 Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai diameter

<b>* Diameter 2,5in sched 40</b>	<b>MPF</b>	<b>pipa1</b>	<b>pipa2</b>	<b>pipa3</b>	<b>pipa4</b>	<b>pipa5</b>	<b>pipa6</b>	<b>pipa7</b>	<b>PLN</b>
Flow (ft3/s)		2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	
Mass Flow (lb/s)		0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	
Velocity (ft/s)		85,54	85,54	85,54	85,54	85,54	85,54	85,54	
Length (ft)		6085,96	624,05	850,62	3217,45	1173,26	1889,37	16,40	
Inner Diam (in)		2,47	2,47	2,47	2,47	2,47	2,47	2,47	
Start Elv (ft)	22,00	22,00	62,99	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	
End elv (ft)		63,00	60,00	65,00	45,00	47,99	24,00	24,00	24,00
Start Pressure (psig)	134,53	134,53	113,69	111,54	108,61	97,59	93,55	87,08	
End Pressure (psi.g)		113,69	111,54	108,61	97,59	93,55	87,08	87,02	87,02
Total dP loss (ft.hd)		71442,59	7378,72	10044,93	37788,03	13828,18	22202,71	192,45	
Elev Rise (ft)		41,00	3,00	5,00	10,00	3,00	24,00	0,00	
Friction loss		71401,59	7321,46	9979,67	37747,77	13764,92	22166,44	192,45	
Fitting loss		0,00	60,26	60,26	60,26	60,26	60,26	0,00	
<b>* Diameter 2,5 in sched 80</b>	<b>MPF</b>	<b>pipa1</b>	<b>pipa2</b>	<b>pipa3</b>	<b>pipa4</b>	<b>pipa5</b>	<b>pipa6</b>	<b>pipa7</b>	<b>PLN</b>
Flow (ft3/s)		2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	
Mass Flow (lb/s)		0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	
Velocity (ft/s)		96,63	96,63	96,63	96,63	96,63	96,63	96,63	
Length (ft)		6085,96	624,05	850,62	3217,45	1173,26	1889,37	16,40	
Inner Diam (in)		2,32	2,32	2,32	2,32	2,32	2,32	2,32	
Start Elv (ft)	22,00	22,00	63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	
End elv (ft)		63,00	60,00	65,00	45,00	47,99	24,00	24,00	24,00
Start Pressure (psig)	151,54	151,54	123,24	120,32	116,34	101,37	95,90	87,10	
End Pressure (psi.g)		123,24	120,32	116,34	101,37	95,90	87,10	87,02	87,02
Total dP loss (ft.hd)		97021,30	10018,18	13636,66	51327,33	18775,92	30160,00	261,40	
Elev Rise (ft)		41,00	3,00	5,00	20,00	3,00	24,00	0,00	
Friction loss (ft.hd)		96980,30	9944,28	13554,76	51270,42	18696,02	30107,28	261,40	
Fitting loss		0,00	76,90	76,90	76,90	76,90	76,90	0,00	

Lampiran 7 Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai diameter (lanjutan lampiran 6)



<b>* Diameter 3in sched 40</b>	<b>MPF</b>	<b>pipa1</b>	<b>pipa2</b>	<b>pipa3</b>	<b>pipa4</b>	<b>pipa5</b>	<b>pipa6</b>	<b>pipa7</b>	<b>PLN</b>
Flow (ft <sup>3</sup> /s)		2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	
Mass Flow (lb/s)		0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	
Velocity (ft/s)		55,40	55,40	55,40	55,40	55,40	55,40	55,40	
Length (ft)		6085,96	624,05	850,62	3217,45	1173,26	1889,37	16,40	
Inner Diam (in)		3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	3,07	
Start Elv (ft)	22,00	22,00	63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	
End elv (ft)		63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	24,00	24,00
Start Pressure (psig)	103,10	103,10	96,04	95,31	94,32	90,60	89,23	87,04	
End Pressure (psi.g)		96,04	95,31	94,32	90,60	89,32	87,14	87,02	87,02
Total dP loss (ft.hd)		24193,49	2498,85	3406,02	12773,94	4684,43	7499,36	65,10	
Elev Rise (ft)		41,00	3,00	5,00	20,00	3,00	24,00	0,00	
Friction loss		24152,49	2476,58	3375,75	12768,66	4856,16	7498,08	65,10	
Fitting loss			25,28	25,28	25,28	25,28	25,28		
<b>* Diameter 3in sched 80</b>	<b>MPF</b>	<b>pipa1</b>	<b>pipa2</b>	<b>pipa3</b>	<b>pipa4</b>	<b>pipa5</b>	<b>pipa6</b>	<b>pipa7</b>	<b>PLN</b>
Flow (ft <sup>3</sup> /s)		2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	
Mass Flow (lb/s)		0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	
Velocity (ft/s)		62,00	62,00	62,00	62,00	62,00	62,00	62,00	
Length (ft)		6085,96	624,05	850,62	3217,45	1173,26	1889,37	16,40	
Inner Diam (in)		2,90	2,90	2,90	2,90	2,90	2,90	2,90	
Start Elv (ft)	22,00	22,00	63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	
End elv (ft)		62,99	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	24,00	24,00
Start Pressure (psig)	108,29	108,29	98,96	97,99	96,68	91,75	89,94	87,05	
End Pressure (psi.g)		98,96	97,99	96,68	91,75	89,04	87,05	87,03	87,02
Total dP loss (ft.hd)		31996,64	3305,37	4503,04	16905,60	6195,12	9928,21	86,13	
Elev Rise (ft)		41,00	3,00	5,00	20,00	3,00	24,00	0,00	
Friction loss (ft.hd)		31955,64	3276,70	4466,38	16893,94	6160,46	9920,55	86,13	
Fitting loss			31,66	31,66	31,66	31,66	31,66		

Lampiran 8 Kondisi teknis mekanika gas di dalam pipa dengan berbagai diameter (lanjutan lampiran 7)

* Diamtr 3,5in sched 40	MPF	pipa1	pipa2	pipa3	pipa4	pipa5	pipa6	pipa7	PLN
Flow (ft <sup>3</sup> /s)		2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	2,84	
Mass Flow (lb/s)		0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	
Velocity (ft/s)		41,42	41,42	41,42	41,42	41,42	41,42	41,42	
Length (ft)		6085,96	624,05	850,62	3217,45	1173,26	1889,37	16,40	
Inner Diam (in)		3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	3,55	
Start Elv (ft)	22,00	22,00	63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	
End elv (ft)		63,00	60,00	65,00	45,00	48,00	24,00	24,00	24,00
Start Pressure (psig)	94,86	94,86	91,41	91,06	90,57	88,76	88,09	87,03	
End Pressure (psi.g)		91,41	91,06	90,57	88,76	88,09	87,03	87,02	87,02
Total dP loss (ft.hd)		11805,23	1217,43	1663,40	6213,51	2285,06	3642,31	31,71	
Elev Rise (ft)		41,00	3,00	5,00	20,00	3,00	24,00	0,00	
Friction loss (ft.hd)		11764,23	1206,29	1644,27	6219,38	2267,93	3652,18	31,71	
Fitting loss		0,00	14,13	14,13	14,13	14,13	14,13	0,00	

Penurunan tekanan

$$= ((P_{in} - P_{out}) / P_{in}) * 100\%$$

$$\rightarrow \text{Diameter 2,5 in sched 40} = ((134,53 - 87,02) / 134,53) * 100\%$$

$$= 54,59\%$$

Lampiran 9 Perhitungan cash flow produsen gas skenario turbin gas

Product : 250.000 SCFD  
 Harga gas : 6\$/MMBTU

Investasi : Mini gas sweetening 250 MSCFD  
 Komposisi: DEA15% MDEA20%  
 Laju alir: 44.000 kg/h

Tahun ke-	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Investasi Amin sistem (kapasitas 1,15 MMSCFD)</b>	-\$139.668,36								
<b>Biaya produksi</b>									
Biaya langsung									
DEA (\$ 3,25/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00
MDEA (\$4,75/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00
Maintenance (1-4% investasi) & disposal		\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73
Cartridge Filter		\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00
Loss (asumsi : 5% total produksi/tahun)		\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00
Biaya tidak langsung									
Depresiasi (10% dari investasi) straight line depr 10 th		\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84
Asuransi & pajak (2,5% investasi)		\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71
Total (Biaya produksi langsung + tidak langsung)		-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28
<b>Income Penjualan gas</b>		\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00
<b>Nett cash flow</b>	<b>-139.668,36</b>	<b>\$86.286,36</b>	<b>\$312.241,08</b>	<b>\$538.195,80</b>	<b>\$764.150,52</b>	<b>\$990.105,24</b>	<b>\$1.216.059,96</b>	<b>\$1.442.014,68</b>	<b>\$1.667.969,40</b>
<b>IRR (%)</b>	<b>31,90</b>								
<b>NPV@ 7%</b>	<b>\$ 1.918.304,64</b>								
<b>Payback periode</b>	<b>0,62</b>								
<b>BCR</b>	<b>1,64</b>								

Tahun ke-	9	10	11	12	13	14	15
<b>Investasi Amin sistem (kapasitas 1,15 MMSCFD)</b>							
<b>Biaya produksi</b>							
Biaya langsung							
DEA (\$ 3,25/kg) diasumsikan 4kali ganti	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00
MDEA (\$4,75/kg) diasumsikan 4kali ganti	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00
Maintenance (1-4% investasi) & disposal	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73	\$5.586,73
Cartridge Filter	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00
Loss (asumsi : 5% total produksi/tahun)	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00	\$27.000,00
Biaya tidak langsung							
Depresiasi (10% dari investasi) straight line depr 10 th	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84
Asuransi & pajak (2,5% investasi)	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71
Total (Biaya produksi langsung + tidak langsung)	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28	-\$314.045,28
<b>Income Penjualan gas</b>	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00	\$540.000,00
<b>Nett cash flow</b>	<b>\$1.893.924,13</b>	<b>\$2.119.878,85</b>	<b>\$2.345.833,57</b>	<b>\$2.571.788,29</b>	<b>\$2.797.743,01</b>	<b>\$3.023.697,73</b>	<b>\$3.249.652,45</b>

Lampiran 9 Perhitungan cash flow PLN skenario turbin gas

Feed : Nat gas 250.000 SCFD  
 Harga gas : 6\$/MMBTU

Investasi : **Turbin gas 1200 kW**  
**Pipa transmisi**  
 - Karbon steel 3in skedl 40

Tahun ke-	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Investasi &amp; instalisasi pipa</b>									
Harga pipa \$13,71/ft	-\$224.844,00								
Katodik protection \$20.000/km	-\$100.000,00								
Miscelanous \$101.668/mill	-\$117.834,12								
ROW (\$56.222/mill)	-\$137.744,32								
Manpower	-\$742.153,45								
<b>Operating cost (\$6000/mill)</b>		-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00
Depresiasi 10 tahun = 0		-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00
<b>Investasi turbin</b>									
<b>Operating cost</b>									
Loss pengiriman gas (asumsi 5%)		-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56
Maintenance cost (1% investasi)		-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00
Depresiasi 10 tahun = 0		-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00
Saving		\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24
<b>Nett cash flow</b>	<b>-1.822.575,89</b>	<b>-\$910.213,21</b>	<b>\$2.149,47</b>	<b>\$914.512,15</b>	<b>\$1.826.874,82</b>	<b>\$2.739.237,50</b>	<b>\$3.651.600,18</b>	<b>\$4.563.962,86</b>	<b>\$5.476.325,54</b>
IRR (%)	27,85								
NPV@ 7%	\$ 6.487.132,15								
Payback periode (Thn)	1,99								
BCR	2,83								

Tahun ke-	9	10	11	12	13	14	15
<b>Investasi &amp; instalisasi pipa</b>							
Harga pipa \$13,71/ft							
Katodik protection \$20.000/km							
Miscelanous \$101.668/mill							
ROW (\$56.222/mill)							
Manpower							
<b>Operating cost (\$6000/mill)</b>	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00
Depresiasi 10 tahun = 0	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00
<b>Investasi turbin</b>							
<b>Operating cost</b>							
Loss pengiriman gas (asumsi 5%)	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56	-\$82.078,56
Maintenance cost (1% investasi)	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00	-\$5.000,00
Depresiasi 10 tahun = 0	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00	-\$50.000,00
Saving	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24	\$1.101.571,24
<b>Nett cash flow</b>	<b>6.388.688,21</b>	<b>\$7.301.050,89</b>	<b>\$8.213.413,57</b>	<b>\$9.125.776,25</b>	<b>\$10.038.138,93</b>	<b>\$10.950.501,61</b>	<b>\$11.862.864,28</b>

Lampiran 10 Perhitungan cash flow produsen gas skenario modul bifuel

Product : 175.000 SCFD (70% total turbin gas)  
 Harga gas : 6\$/MMBTU

Investasi : Mini gas sweetening 250 MSCFD  
 Komposisi: DEA15%MDEA20%  
 Laju alir: 44.000 kg/h

Tahun ke-	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Investasi Amin sistem (kapasitas 1,15 MMSCFD)</b>	-139.668,36								
<b>Biaya produksi</b>									
Biaya langsung									
DEA (\$ 3,25/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00
MDEA (\$4,75/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00
Maintenance (1-4% investasi) & disposal		\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00
Cartridge Filter		\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00
Loss (asumsi : 5% total produksi/tahun)		\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00
Biaya tidak langsung									
Depresiasi (10% dari investasi) straight line depr 10 th		\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84
Asuransi & pajak (2,5% investasi)		\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71
Total (Biaya produksi langsung + tidak langsung)		-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55
<b>Income Penjualan gas</b>		\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00
<b>Nett cash flow</b>	<b>-139.668,36</b>	<b>-\$70.026,91</b>	<b>-\$385,45</b>	<b>\$69.256,01</b>	<b>\$138.897,46</b>	<b>\$208.538,92</b>	<b>\$278.180,37</b>	<b>\$347.821,83</b>	<b>\$417.463,28</b>
<b>IRR (%)</b>	<b>15,57</b>								
<b>NPV@ 7%</b>	<b>\$ 494.619,05</b>								
<b>Payback periode</b>	<b>2,00</b>								
<b>BCR</b>	<b>1,17</b>								

Tahun ke-	9	10	11	12	13	14	15
<b>Investasi Amin sistem (kapasitas 1,15 MMSCFD)</b>							
<b>Biaya produksi</b>							
Biaya langsung							
DEA (\$ 3,25/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00	\$85.800,00
MDEA (\$4,75/kg) diasumsikan 4kali ganti		\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00	\$167.200,00
Maintenance (1-4% investasi) & disposal		\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00	\$8.000,00
Cartridge Filter		\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00	\$11.000,00
Loss (asumsi : 5% total produksi/tahun)		\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00	\$18.900,00
Biaya tidak langsung							
Depresiasi (10% dari investasi) straight line depr 10 th		\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84	\$13.966,84
Asuransi & pajak (2,5% investasi)		\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71	\$3.491,71
Total (Biaya produksi langsung + tidak langsung)		-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55	-\$308.358,55
<b>Income Penjualan gas</b>		\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00	\$378.000,00
<b>Nett cash flow</b>	<b>\$487.104,74</b>	<b>\$556.746,19</b>	<b>\$626.387,65</b>	<b>\$696.029,10</b>	<b>\$765.670,56</b>	<b>\$835.312,01</b>	<b>\$904.953,47</b>

Lampiran 11 Perhitungan cash flow PLN skenario modul bifuel

Feed : Nat gas 175.000 SCFD (70% Turbin gas)  
 Harga gas : 6\$/MMBTU

Investasi : **Modul Bifuel**  
**Pipa transmisi**  
 - Karbon steel 3in skedl 40

Tahun ke-	0	1	2	3	4	5	6	7	8
<b>Investasi &amp; instalisasi pipa</b>									
Harga pipa \$13,71/ft	-\$224.844,00								
Katodik protection \$20.000/km	-\$100.000,00								
Miscelanous \$101.668/mill	-\$117.834,12								
ROW (\$56.222/mill)	-\$137.744,32								
Manpower	-\$742.153,45								
<b>Operating cost (\$6000/mill)</b>		-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00
Depresiasi 10 tahun = 0		-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00
<b>Investasi Modul</b>	-\$300.000,00								
<b>Operating cost</b>									
Loss pengiriman gas (asumsi 5%)		-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07
Maintenance cost		-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00
Depresiasi 10 tahun = 0		-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00
Saving		\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87
<b>Nett cash flow</b>	<b>-1.622.575,89</b>	<b>-\$1.019.560,09</b>	<b>\$416.544,29</b>	<b>\$186.471,52</b>	<b>\$789.487,32</b>	<b>\$1.392.503,12</b>	<b>\$1.995.518,92</b>	<b>\$2.598.534,72</b>	<b>\$3.201.550,52</b>
IRR (%)	25,82								
NPV@ 7%	\$ 3.869.631,73								
Payback periode (Thn)	2,69								
BCR	2,23								

Tahun ke-	9	10	11	12	13	14	15
<b>Investasi &amp; instalisasi pipa</b>							
Harga pipa \$13,71/ft							
Katodik protection \$20.000/km							
Miscelanous \$101.668/mill							
ROW (\$56.222/mill)							
Manpower							
<b>Operating cost (\$6000/mill)</b>	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00	-\$18.642,00
Depresiasi 10 tahun = 0	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00	-\$33.488,00
<b>Investasi Modul</b>							
<b>Operating cost</b>							
Loss pengiriman gas (asumsi 5%)	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07	-\$82.954,07
Maintenance cost	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00	-\$3.000,00
Depresiasi 10 tahun = 0	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00	-\$30.000,00
Saving	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87	\$771.099,87
<b>Nett cash flow</b>	<b>\$3.804.566</b>	<b>\$4.407.582</b>	<b>\$5.010.598</b>	<b>\$5.613.614</b>	<b>\$6.216.630</b>	<b>\$6.819.645</b>	<b>\$7.422.661</b>