

**PENGARUH SPESIFIKASI GAS JUAL TERHADAP  
KEEKONOMIAN PEMROSESAN GAS  
BERKADAR CO<sub>2</sub> TINGGI**

**THESIS**

**SITI SITAWATI  
1006735574**



**UNIVERSITAS INDONESIA  
FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS  
JAKARTA  
JANUARI 2012**

**PENGARUH SPESIFIKASI GAS JUAL TERHADAP  
KEEKONOMIAN PEMROSESAN GAS  
BERKADAR CO<sub>2</sub> TINGGI**

**THESIS**

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

**SITI SITAWATI  
1006735574**



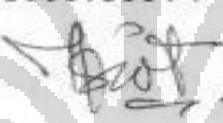
**UNIVERSITAS INDONESIA  
FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS  
JAKARTA  
JANUARI 2012**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Thesis ini yang merupakan Karya Akhir adalah hasil karya saya sendiri,  
dan semua sumber baik yang dikutip maupun yang dirujuk  
telah saya nyatakan dengan benar.

Nama : Siti Sitawati

NPM : 1006735574

Tanda Tangan : 

Tanggal : 23 Januari 2012

## HALAMAN PENGESAHAN

Karya Akhir ini diajukan oleh :  
Nama : Siti Sitawati  
NPM : 1006735574  
Program Studi : Manajemen Gas  
Judul Karya Akhir : Pengaruh Spesifikasi Gas Jual terhadap  
Keekonomian Pemrosesan Gas Berkadar  
CO<sub>2</sub> Tinggi

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

### DEWAN PENGUJI

Pembimbing-1: Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono M.Sc., Ph.D. 

Pembimbing-2: Setiya Muji Nugroho ST. M.M. 

Penguji-1: Ir. Mahmud Subandriyo M.Sc., Ph.D. 

Penguji-2: Dr. Ir. Andy Noorsaman S., DEA. 

Penguji-3: Dr. Ir. Nelson Saksono, MT 

Ditetapkan di : Jakarta

Tanggal : 23 Januari 2012

## KATA PENGANTAR

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

- (1) Bapak Prof. Ir. Sutrasno Kartohardjono M.Sc., Ph.D., selaku dosen Pembimbing-1 yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan Karya Akhir ini;
- (2) Bapak Setiya M. Nugroho ST., MM, selaku Pembimbing-2 yang mewakili perusahaan tempat saya bekerja yang telah memberikan kesempatan, bantuan dan bimbingan dalam penyusunan Karya Akhir ini;
- (3) Suami dan keluarga saya yang telah memberikan bantuan dan dukungan moral serta semangat yang tak ternilai.

Akhir kata, saya berharap Allah berkenan membalas segala kebaikan semua pihak. Semoga Karya Akhir ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan.

Jakarta, 23 Januari 2012

Penulis

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

---

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

Nama : Siti Sitawati  
NPM : 1006735574  
Program Studi : Manajemen Gas  
Fakultas : Teknik  
Jenis Karya : Karya Akhir

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:

Pengaruh Spesifikasi Gas Jual terhadap Keekonomian Pemrosesan Gas Berkadar CO<sub>2</sub> Tinggi

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/format mempublikasikan tugas akhir saya tanpa meminta izin dari 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 : 23 Januari 2012

Yang menyatakan



( Siti Sitawati )

## ABSTRAK

Nama : Siti Sitawati  
Program Studi : Manajemen Gas  
Judul : Pengaruh Spesifikasi Gas Jual terhadap Keekonomian Pemrosesan Gas Berkadar CO<sub>2</sub>Tinggi

Tesis ini menganalisis bagaimana pengaruh spesifikasi gas jual untuk memenuhi keperluan pembeli bahan bakar gas yang berbeda terhadap keekonomian pemrosesan gas berkadar CO<sub>2</sub> tinggi, seperti gas dari ladang gas X, dengan menggunakan teknologi membrane. Opsi spesifikasi gas jual yang dipertimbangkan adalah gas jual untuk pembeli dari *LNG plant* (15% mol kadar CO<sub>2</sub>), *fertilizer plant* (20% mol kadar CO<sub>2</sub>), *power plant* (30% mol kadar CO<sub>2</sub>). Penelitian ini meliputi analisa kuantitatif terhadap indikator keekonomian dan analisa sensitivitas terhadap parameter yang berpengaruh terhadap keekonomian pemrosesan gas X. Hasil penelitian menyarankan bahwa opsi spesifikasi gas jual untuk *fertilizer plant* (20% mol kadar CO<sub>2</sub>) memberikan indikator keekonomian terbaik dan paling tidak sensitif terhadap perubahan parameter yang berpengaruh terhadap keekonomian pemrosesan gas X.

Kata kunci:

Gas berkadar CO<sub>2</sub> tinggi, membrane, analisa kuantitatif dan analisa sensitivitas

## ABSTRACT

Name : Siti Sitawati

Study Program: Master of Gas Management

Title : *Impact of Sales Gas Specification on the Economics of Processing High CO<sub>2</sub> Content Gas*

*The focus of this study is to analyze the impact of sales gas specification on the economics of membrane processing technology treating high CO<sub>2</sub> content gas to be applied by PT. Y to develop X Block Gas. There are three sales gas specification evaluated in the study i.e. feed gas for LNG plant (15% mole CO<sub>2</sub>), feed gas for fertilizer plant (20% mole CO<sub>2</sub>), and feed gas for power plant (30% mole CO<sub>2</sub>). This study is quantitatively analyzing economic indicators and analyzing the sensitivity of major parameters such as gas price, operating expenditure, and capital expenditure affecting economics of processing of high CO<sub>2</sub> content gas from X Block. It is suggested that the option to produce feed gas for fertilizer plant (20% mole CO<sub>2</sub>) gives the best result in terms of Net Present Value, Internal Rate of Return and Pay Back Period, as such option is not sensitive to parameters affecting the economics of X Block gas processing.*

Key words:

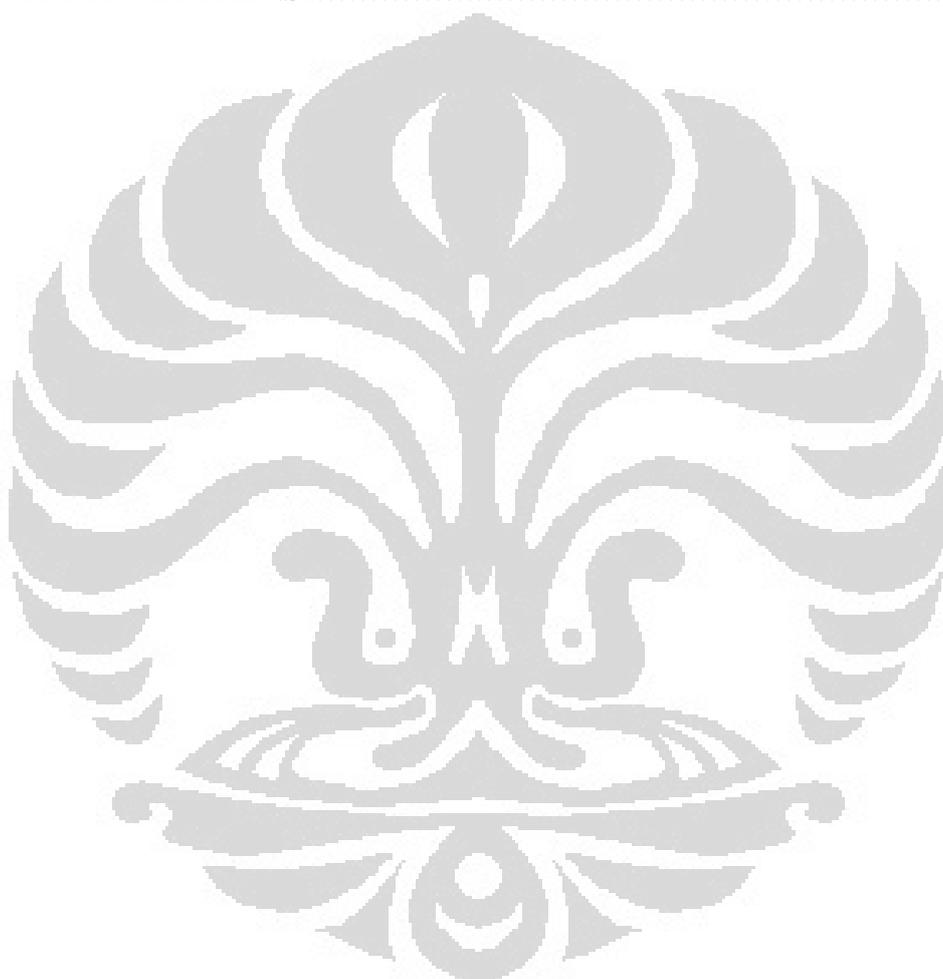
*High CO<sub>2</sub> content gas, membrane, quantitative analysis and sensitivity analysis*

## DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	ii
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	iii
LEMBAR PENGESAHAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	v
LEMBAR PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH.....	vi
ABSTRAK.....	vii
ABSTRACT.....	viii
DAFTAR ISI.....	ix
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
<b>1. PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	3
1.2.1 Latar Belakang Teknologi Pemisahan.....	3
1.2.2 Pemilihan Teknologi Pemisahan.....	3
1.3 Tujuan Penelitian.....	5
1.4 Batasan Masalah.....	6
<b>2. STUDI KEPUSTAKAAN.....</b>	<b>7</b>
2.1 Pengantar Separasi Membrane dan Pendinginan <i>Well Fluid</i> .....	7
2.1.1 Separasi <i>Gas-Liquid</i> .....	7
2.1.2 Pendinginan dengan Udara.....	8
2.2 Pemrosesan Gas dengan Membrane.....	10
2.2.1 Teori Membrane.....	10
2.2.2 Hukum Fick's.....	10
2.2.3 Permeasi Membrane.....	11
2.2.4 Selektivitas Membrane.....	12
2.2.5 Rasio Tekanan.....	12
2.2.6 Limitasi Membrane.....	14
2.3 Proses Separasi dengan Membrane Unit.....	15
2.3.1 Elemen Membrane.....	15
2.3.2 Modul <i>Membrane Skid</i> .....	2-8
2.3.3 <i>Pre-Treatment</i> Membrane.....	17
2.3.4 Konfigurasi Operasi Membrane.....	18
2.4 Unit Penunjang Operasi Membrane.....	19
2.4.1 <i>Thermal Oxidizer</i> .....	21
2.4.2 <i>Condensate Treatment</i> .....	21
2.4.3 <i>Produced Water Treatment</i> .....	22
2.4.4 Utilitas.....	23
2.4.5 <i>Gas Metering</i> .....	24
2.4.6 Proyeksi Kebutuhan Gas di Aceh.....	26
2.4.7 Kondisi Defisit Gas di Aceh.....	27
2.4.8 Analisa Defisit Gas di Aceh.....	28
2.4.9 Harga Gas Domestik.....	28

2.5	Perhitungan Biaya Investasi .....	29
2.6.1	Biaya Modal ( <i>Capex</i> ).....	29
2.6.2	Biaya Tahunan ( <i>Opex</i> ).....	32
2.6	Analisa Kelayakan Investasi.....	32
2.6.1	<i>Internal Rate of Return</i> (IRR).....	33
2.6.2	<i>Net Present Value</i> (NPV).....	34
2.6.3	<i>Pay Back Period</i> (PBP).....	34
<b>3.</b>	<b>METODOLOGI PENELITIAN.....</b>	<b>36</b>
3.1	Metoda Analisis.....	36
3.2	Teknik Pengumpulan Data .....	36
3.2.1	Data Primer.....	37
3.2.2	Data Sekunder.....	37
3.3	Asumsi dan Justifikasi.....	37
3.3.1	Unit <i>Process</i> .....	37
3.3.2	Unit <i>Utilitas</i> .....	38
3.3.3	Keekonomian .....	39
3.4	Dasar Perhitungan Teknis.....	39
3.4.1	Penentuan <i>Stage Cut</i> .....	39
3.4.2	Penentuan Komposisi Aliran <i>Permeate Flow</i> .....	40
3.4.3	Penentuan Permeabilitas CO <sub>2</sub> .....	41
3.4.4	Penentuan Selektivitas CO <sub>2</sub> .....	41
3.4.5	Penentuan Tebal dan Luas Membrane.....	42
3.5	<i>Flowsheeting</i> .....	42
3.6	<i>Sizing</i> Peralatan.....	44
3.7	Penentuan Estimasi <i>Total Capital Investment</i> ( <i>TCI</i> ).....	45
3.8	Penentuan Estimasi <i>Total Opex</i> .....	46
3.9	Penentuan Pendapatan dari Penjualan Gas X.....	46
3.10	Penentuan Indikator Ekonomi.....	46
3.11	Analisa Sensitivitas.....	47
<b>4.</b>	<b>PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN.....</b>	<b>48</b>
4.1	Deskripsi Proses Utama.....	48
4.1.1	Separasi dan Pendinginan <i>Well Fluid</i> .....	48
4.1.2	<i>Membrane Pre-Treatment</i> .....	48
4.1.3	Membrane Separasi Gas.....	49
4.1.4	<i>Acid Gas Disposal</i> .....	49
4.1.5	Neraca Massa.....	50
4.1.6	Neraca Energi.....	52
4.1.7	Daftar Peralatan.....	53
4.2	Estimasi Biaya.....	55
4.2.1	Perhitungan <i>Total Capital Investment</i> ( <i>TCI</i> ).....	55
4.2.2	Perhitungan Biaya Operasi.....	56
4.3	<i>Capital Budgeting</i> .....	61
4.4	<i>Cost Breakdown</i> .....	61
4.4.1	Biaya Investasi.....	61
4.4.2	Biaya Operasional.....	61

4.5	<i>Net Cash Flow</i> .....	62
4.6	Analisa Sensitivitas.....	65
4.6.1	Sensitivitas Terhadap NPV.....	65
4.6.2	Sensitivitas Terhadap IRR.....	67
4.6.3	Sensitivitas Terhadap PBP.....	69
<b>5.</b>	<b>KESIMPULAN DAN SARAN</b> .....	<b>71</b>
5.1	Kesimpulan.....	71
5.2	Saran.....	72
	<b>DAFTAR REFERENSI</b> .....	<b>73</b>



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1.	Cadangan Gas di Indonesia per 1 Januari 2010.....	1
Gambar1.2.	Perkiraan Pasokan Gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam .....	2
Gambar 2.1.	Tipe Separator.....	8
Gambar 2.2.	Tipe <i>Aerial Cooler</i> .....	9
Gambar 2.3.	Perbandingan Kecepatan Komponen Melewati Membrane.....	11
Gambar 2.4.	Sistem Aliran Membrane .....	12
Gambar 2.5.	Hubungan Antara Rasio Tekanan dan Selektivitas Membrane.....	15
Gambar 2.6.	Elemen Membrane <i>Spiral Wound</i> .....	16
Gambar 2.7.	Elemen Membrane <i>Hollow Fibre</i> .....	16
Gambar 2.8.	Modul Membrane & Elemen .....	17
Gambar 2.9.	<i>Membrane Skid</i> .....	18
Gambar 2.10	<i>Pre-Treatment</i> Standar .....	18
Gambar 2.11.	Skema Aliran Membrane Satu Tahap.....	19
Gambar 2.12.	Skema Aliran Membrane Dua Tahap <i>Residue Recovery</i> .....	20
Gambar 2.13.	Skema Aliran Membrane Dua Tahap <i>Permeate Recovery</i> .....	20
Gambar 2.14.	Pengaruh Jumlah Tahap Membrane terhadap Pemisahan CO <sub>2</sub> .....	21
Gambar 2.15.	Diagram Blok <i>Condensate Treatment</i> .....	23
Gambar 2.16.	Diagram Alir Pengolahan Air Terproduksi.....	23
Gambar 2.17.	Diagram Alir Pengolahan <i>Instrument Air</i> .....	25
Gambar 3.1.	Diagram Alir Analisa Tekno-Ekonomi.....	36
Gambar 3.2.	Neraca Massa Keseluruhan Sistem Membrane.....	40
Gambar 3.3.	Diagram Blok Fasilitas <i>Gas Plant X</i> .....	44
Gambar 4.1.	Separasi dan <i>Cooling</i> .....	48
Gambar 4.2.	<i>Process Flow Diagram</i> Membrane Unit.....	49
Gambar 4.3.	<i>Process Flow Diagram Thermal Oxidizer</i> .....	50
Gambar 4.4.	Sensitivitas NPV untuk Case-1.....	66
Gambar 4.5.	Sensitivitas NPV untuk Case-2.....	66
Gambar 4.6.	Sensitivitas NPV untuk Case-3.....	67
Gambar 4.7.	Sensitivitas IRR untuk Case-1.....	68
Gambar 4.8.	Sensitivitas IRR untuk Case-2.....	68
Gambar 4.9.	Sensitivitas IRR untuk Case-3.....	69
Gambar 4.10.	Sensitivitas PBP untuk Case-1.....	69
Gambar 4.11.	Sensitivitas PBP untuk Case-2.....	69
Gambar 4.12.	Sensitivitas PBP untuk Case-3.....	70

## DAFTAR TABEL

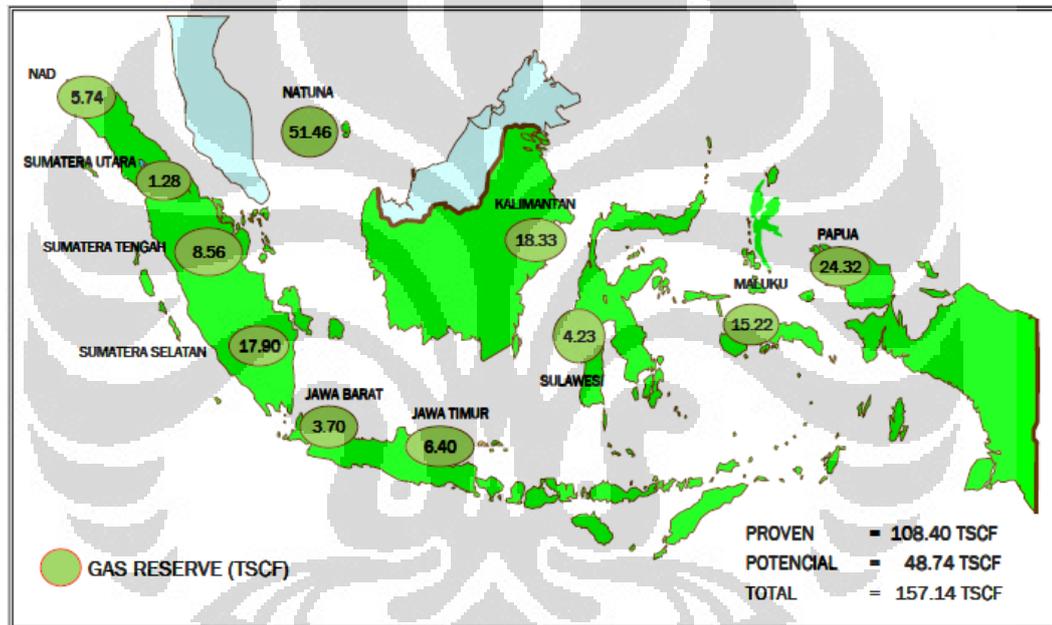
Tabel 1.1	Komposisi Gas X .....	3
Tabel 2.1	Neraca Gas Propinsi Nangroe Aceh Darussalam.....	27
Tabel 2.2	Ringkasan Harga Gas Domestik di Indonesia.....	29
Tabel 2.3	Komponen <i>Total Capital Investment</i> .....	30
Tabel 3.1	Referensi Pembobotan Komponen Biaya Peralatan .....	45
Tabel 4.1	Neraca Massa Case-1 .....	51
Tabel 4.2	Neraca Massa Case-2 .....	51
Tabel 4.3	Neraca Massa Case-3 .....	52
Tabel 4.4	Neraca Massa Energi Case-1 .....	52
Tabel 4.5	Neraca Massa Energi Case-2 .....	53
Tabel 4.6	Neraca Massa Energi Case-3 .....	53
Tabel 4.7	Daftar Peralatan <i>Gas Plant X</i> .....	54
Tabel 4.8	Estimasi Harga Membrane Tahun 2011.....	55
Tabel 4.9	<i>Total Fixed Capital Investment</i> .....	56
Tabel 4.10	Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	57
Tabel 4.11	Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung.....	58
Tabel 4.12	Biaya Asuransi.....	58
Tabel 4.13	Estimasi Konsumsi Biaya Utilitas & Biaya Langsung.....	59
Tabel 4.14	Biaya Pemeliharaan.....	60
Tabel 4.15	Biaya Depresiasi.....	60
Tabel 4.16	<i>Cost Breakdown</i> untuk Case-1 Pemrosesan Gas X.....	62
Tabel 4.17	Aliran Kas untuk Case-1.....	63
Tabel 4.18	Aliran Kas untuk Case-2.....	63
Tabel 4.19	Aliran Kas untuk Case-3.....	64
Tabel 4.20	Ringkasan Analisa Sensitivitas.....	65

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Indonesia memiliki cadangan gas terbukti (*proven reserves*) sebesar 108.4 TCF (*triliun cubic feet*) untuk status Januari 2010. Jika ditambahkan dengan cadangan gas potensial, jumlah cadangan gas mencapai 157.14 TCF. Sebesar 5.74 TCF dari cadangan gas tersebut terletak di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam. (Ditjen Migas Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, 2011).



Gambar 1.1. Cadangan Gas di Indonesia per 1 Januari 2010

Sumber: Ditjen Migas Kementerian ESDM (2011)

Sebuah perusahaan nasional, PT. Y yang bergerak di bidang eksplorasi dan produksi Migas (minyak dan gas) memiliki hak pengelolaan ladang gas X dari Pemerintah Indonesia dengan skema PSC (*Production Sharing Contract*) bermaksud mengkaji keekonomian pengembangan ladang gas X tersebut. Pasokan gas X (gas dari ladang gas X) sudah diperhitungkan dalam Neraca Gas Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam sebagai bagian dari Neraca Gas Indonesia 2010-2025 (Ditjen Migas Kementerian ESDM, 2005).

Tabel 1.1. Perkiraan Pasokan Gas di Propinsi  
Nanggroe Aceh Darussalam

Uraian	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
I. Pasokan Tersedia																
1. Exxon Mobil Indonesia																
Arun "B" Block																
- Arun	320.7	218.7	156.9	120.8	85.4	61.4	54	35.7	28.9	35.2	-	-	-	-	-	-
- SLS A	64.0	45.4	32.6	28.1	24.8	21.5	21.6	18.7	13.3	14.3	-	-	-	-	-	-
- SLS B	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- SLS D	123.2	107	76.2	65.4	53.3	49.6	25.7	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Subtotal	507.9	371.1	265.7	214.3	163.5	132.5	101.3	54.4	42.2	49.5	-	-	-	-	-	-
Arun "B" Block																
- Pase A	18.2	19.3	18.5	18.2	16.1	15.5	2.5	-	-	-	-	-	-	-	-	-
- Pase B	9.5	9.2	7.4	6.8	5.8	5.2	0.8	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Subtotal	27.7	28.5	25.9	25	21.9	20.7	3.3	-	-	-	-	-	-	-	-	-
NSO Block																
- NSO A	319.2	323.4	313.8	283.5	268.6	246.4	248.2	226.1	170	123.2	-	-	-	-	-	-
Total (I)	854.8	723	605.4	522.8	454	399.6	352.8	280.5	212.2	172.7	-	-	-	-	-	-
II. Pasokan Proyek																
1. Conoco Phillips																
Block "A"																
- Alur Siwah	-	-	-	-	90.4	90.4	90.4	90.4	90.4	90.6	22.8	33.0	40.7	46.7	50.9	54.2
- Alur Rambong	-	-	-	-	20.1	20.1	20.1	20.1	20.1	20.0	17.9	14.0	11.1	8.8	7.0	5.6
- Julu Rayeu	-	-	-	-	8.4	8.4	8.4	8.4	8.4	8.3	8.0	5.5	3.6	2.2	1.3	0.6
Total (II)	-	-	-	-	118.9	118.9	118.9	118.9	118.9	118.9	48.7	52.5	55.4	57.7	59.2	60.4
III. Cadangan Tersedia																
Kuala Langsa	-	-	-	-	-	-	-	64.0	140.0	120.0	-	-	-	-	-	-
Total (III)	-	-	-	-	-	-	-	64.0	140.0	120.0	-	-	-	-	-	-
IV. Penemuan Baru																
Total (IV)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Total Penyediaan	854.8	723	605.4	522.8	572.9	518.5	471.7	463.4	471.1	411.6	48.7	52.5	55.4	57.7	59.2	60.4

Sumber: BPH Migas Website

(2011). <[http://www.bphmigas.go.id/export/sites/default/bphmigaspages/images/NGB\\_Aceh\\_pasokan.gif](http://www.bphmigas.go.id/export/sites/default/bphmigaspages/images/NGB_Aceh_pasokan.gif)>

Dalam konteks inilah, hasil studi ini diharapkan dapat menjadi salah satu masukan dalam proses pengambilan keputusan untuk melanjutkan upaya pengembangan dan upaya monetisasi gas X, sekaligus menjadi solusi untuk mengatasi defisit gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam.

Sejalan dengan Neraca Gas Indonesia yang dipaparkan di atas, pengembangan potensi cadangan gas X juga dapat menjadi salah satu solusi untuk mengatasi defisit gas nasional tersebut. Dari hasil studi kelayakan (Asamera & Aceh Gas & Oil, 1993) diketahui bahwa ladang gas X memiliki potensi cadangan gas cukup besar dengan komposisi seperti berikut ini:

Tabel 1.2. Komposisi Gas X

Component		Gas Analysis (%-mole)
Hydrogen Sulfide	H <sub>2</sub> S	Trace
Carbon Dioxide	CO <sub>2</sub>	80.60
Methane	CH <sub>4</sub>	17.17
Ethane	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.08

Sumber:PT. Y (2011)

## 1.2 Rumusan Masalah

### 1.2.1 Latar Belakang Teknologi Pemisahan

Seperti telah dijelaskan dalam Bab 1.1 di atas, gas X mengandung CO<sub>2</sub>(karbon dioksida) sebesar 80.6% mol dan kandungan H<sub>2</sub>S (hydrogen sulfida) sebesar 260 ppmv. Kandungan gas H<sub>2</sub>S sebesar ini masih tergolong sedang dan dapat diatasi dengan teknologi konvensional sehingga isu yang dominan masih berpusat pada upaya mengolah gas dengan kadar CO<sub>2</sub> tinggi. Permasalahan utama untuk mengolah gas dengan kadar CO<sub>2</sub> tinggi seperti gas X ini adalah pemilihan teknologi yang tepat dan *cost effective* untuk menghilangkan, membuang, dan menyimpan CO<sub>2</sub>. Pendekatan yang bersifat tidak konvensional perlu diupayakan untuk meminimalkan *capex (capital expenditure)* yang merupakan biaya investasi dan *opex (operation expenditure)* yang merupakan biaya operasi pengolahan gas, mengingat untuk mendapatkan satu bagian gas jual diperlukan gas umpan 5 kali lipat dari jumlah gas jual.

Dalam pendekatan yang bersifat tidak konvensional, kriteria seleksi teknologi tidak terbatas hanya pada berapa besar jumlah gas umpan, kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan maupun gas jual, namun mempertimbangkan pula aspek keekonomian, keandalan teknologi, regulasi lingkungan hidup untuk emisi *acid gas*, dan sebagainya.

### 1.2.2 Pemilihan Teknologi Pemisahan

Dari sekian banyak teknologi yang tersedia untuk pemisahan gas berkadar tinggi CO<sub>2</sub> dalam gas bumi, terdapat dua kandidat teknologi yang bersifat *bulk*

*removal* CO<sub>2</sub> dan sesuai dengan karakter gas X, yaitu teknologi *membrane* dan teknologi *low temperature distillation*. Dari studi yang dilakukan oleh Md Faudzi mat Isa dan M. Akkil Azhar (2005), tinjauan terhadap teknologi *low temperature/cryogenic distillation* (Total E&P, 2009) dan juga dilakukan oleh Mahin Rameshni P.E. (2000), serta David Dortmund dan Kishore Doshi (1999) dalam pemaparan mengenai keunggulan teknologi *membrane* dibandingkan teknologi CO<sub>2</sub> *removal* yang bersifat tradisional, dapat disimpulkan bahwa teknologi *membrane* menjadi lebih unggul karena alasan sebagai berikut:

- Sudah banyak diaplikasikan (*proven*) di industri Migas.
- Ukuran unit yang lebih kecil.
- Tidak memerlukan temperatur *cryogenic* dalam operasinya.
- Kebutuhan utilitas operasional yang tidak besar.
- Beberapa keunggulan lainnya dalam aspek kemudahan operasi dan keandalan unit.

Dari pemaparan di atas, bila ditinjau hanya dari sisi fasilitas pengolahan gas saja teknologi *membrane* memiliki segi *capex* dan *opex* yang bernilai lebih rendah. Dengan demikian teknologi *membrane* menjadi relatif lebih *cost effective* dibandingkan teknologi *low temperature distillation*. Studi ini difokuskan pada teknologi *membrane* yang banyak dipakai untuk *bulk removal* CO<sub>2</sub> baik untuk aplikasi *offshore* maupun *onshore*.

Salah satu cara estimasi separasi gas dengan menggunakan *membrane* adalah dengan menggunakan metoda perhitungan yang berdasarkan *material balance* sistem *membrane*. Dengan cara tersebut dapat diperkirakan berapa banyak gas jual dan *permeate gas* yang dihasilkan untuk spesifikasi gas yang telah ditentukan. Selanjutnya dapat dilakukan kajian bagaimana pengaruh spesifikasi gas jual terhadap biaya pengolahan yang diperlukan. Adapun opsi spesifikasi gas yang dipertimbangkan dalam studi ini adalah sebagai berikut:

- a. Case-1: spesifikasi gas jual untuk gas umpan Arun LNG, yaitu 15% mol kadar CO<sub>2</sub>
- b. Case-2: spesifikasi gas jual untuk gas umpan fertilizer, yaitu 20% mol kadar CO<sub>2</sub>

- c. Case-3: spesifikasi gas jual untuk gas umpan power plant, yaitu 30% mol kadar CO<sub>2</sub>

Perbandingan ketiga opsi spesifikasi gas jual di atas akan dipaparkan dan dikaji, yang secara garis besar meliputi analisa kuantitatif dalam estimasi biaya pengolahan gas X dan analisa keekonomian terhadap proses pengolahan gas tersebut. Dari perbandingan ini dapat dibuat analisa sensitivitas dan ditarik kesimpulan mengenai spesifikasi gas jual dan potensi pembeli yang tepat untuk memasarkan gas di daerah Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam.

### **1.3 Tujuan Penelitian**

Dari permasalahan dan rumusan masalah yang ada, maka penelitian ini dilakukan dengan tujuan:

- a. Melakukan analisis kuantitatif dengan menggunakan metoda numerik terhadap beberapa opsi derajat pengolahan gas sesuai spesifikasi gas jual yang umum ditetapkan oleh pihak pembeli, sehingga dapat diketahui besarnya pengaruh spesifikasi gas jual dan derajat pemisahan gas terhadap besarnya biaya pengolahan gas.
- b. Dari kajian pengaruh spesifikasi gas jual terhadap biaya pengolahan gas, dilakukan upaya untuk memilih opsi derajat pengolahan gas yang paling optimum untuk pasaran gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam, sesuai analisa keekonomian dan analisa sensitivitas dalam proses pengolahan gas.
- c. Memberi rekomendasi hasil analisa studi ini kepada tim pengembangan gas X dari PT. Y sebagai bahan pertimbangan dalam pengambilan keputusan untuk memilih derajat pengolahan gas yang paling optimum, agar pemanfaatan gas X menjadi efisien mengingat tingginya biaya investasi untuk pengolahan yang diperlukan.
- d. Dari hasil studi diharapkan implementasi strategi pemasaran gas yang dipilih oleh manajemen PT. Y dalam upaya monetisasi gas X akan menjadi optimum, sehingga dapat berkontribusi dalam mengatasi defisit gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam.

#### 1.4 Batasan Masalah

Batasan masalah yang akan digunakan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut:

- a. Secara umum masalah akan dibatasi pada penggunaan teknologi *membranecellulose acetate* untuk mengolah gas X.
- b. Proses perhitungan untuk estimasi separasi gas dilakukan dengan metoda perhitungan dengan basis neraca massa serta dibatasi pada proses permeasi gas CO<sub>2</sub> pada *membranecellulose acetate*.
- c. Kajian pengaruh spesifikasi gas jual terhadap keekonomian pengolahan gas dibatasi pada biaya pengolahan dengan unit teknologi *membrane* dan perhitungan biaya pengadaan fasilitas pengolahangas X secara keseluruhan, seperti biaya investasi untuk infra stuktur, biaya investasi untuk fasilitas utilitas, biaya manajemen proyek, dan sebagainya.
- d. Parameter utama yang diperhitungkan dalam analisa sensitivitas adalah ketidakpastian dalam biaya *capex*, biaya *opex*, serta harga gas jual yang terkait langsung dengan operasi *membrane*.

## BAB 2

### STUDI KEPUSTAKAAN

#### 3.1. Pengantar Separasi dan Pendinginan *Well Fluid*

*Well fluid* (fluida yang keluar dari sumur) masih mengandung air, hidrokarbon cair atau *condensate* dan *acid gas* (CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S). Proses awal pengolahan *well fluid* berlangsung dalam suatu separator pemisah gas-liquid yaitu *Inlet Separator* dan *Production Separator*. *Inlet Separator* berfungsi menampung dan memisahkan gas dan cairan dari *well fluid*. Sedangkan *Production Separator* berfungsi untuk memisahkan gas umpan dari cairan yang terkumpul sesudah mengalami pendinginan dalam *Inlet Cooler*.

Fasa cair perlu dipisahkan dari fasa gas karena pemrosesan peralatan selanjutnya mensyaratkan penanganan satu fasa, di samping persyaratan spesifikasi produk akhir. Agar proses pengolahan selanjutnya berlangsung dalam temperatur kamar dan memiliki temperatur yang stabil, maka dilakukan pendinginan gas dan cairan yang berasal dari *separator* dalam *Inlet Cooler*.

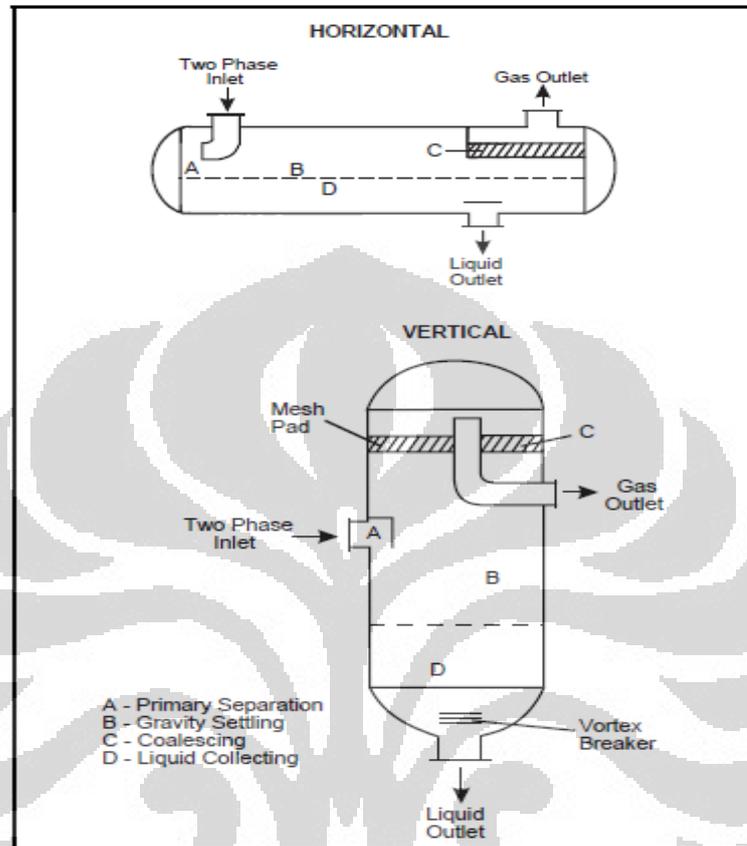
##### 2.1.1 Separasi Gas-Cairan

Dari *manifold* perpipaan fluida dialirkan menuju *separator*, yang berfungsi untuk memisahkan fasa cair dan fasa gas pada fluida. Separasi gas-cair dalam *separator* berlangsung secara gravitasi dan membutuhkan waktu tinggal yang cukup untuk memfasilitasi separasi yang baik, sesuai tahapan berikut ini:

- Pemisahan awal *bulk* fasa gas dari fasa cair
- Pemisahan lanjutan *entrained mist* dari fasa gas
- Pemisahan *entrained gas* dari fasa cair
- Pengeluaran komponen yang terpisahkan tanpa rekombinasi

*Separator* memiliki dua tipe, yaitu *vertical* dan *horizontal* seperti terlihat di Gambar 2.1 di bawah ini. Setiap tipe *separator* memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing. *Vertical separator* umumnya digunakan untuk aliran yang kandungan fasa cairnya sedikit (*high GOR*). Karena itu *vertical separator* umumnya membutuhkan luas *plot space* lebih kecil dibandingkan *horizontal*

*separator*. Namun untuk menangani jumlah gas yang sama, ukuran *vertical separator* lebih besar dibandingkan *horizontal separator*.



Gambar 2.1. Tipe Separator

Sumber: GPSA Electronic Data Book, Vol. I.7

### 2.1.2 Pendinginan dengan Udara

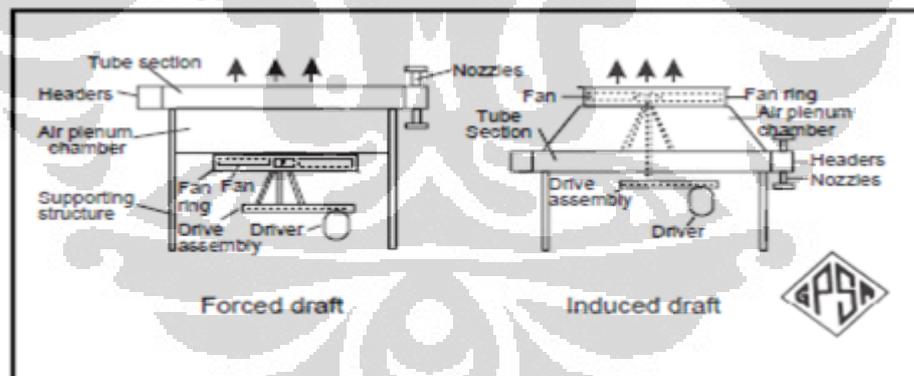
*Aerial cooler* atau *air-cooled heat exchanger* merupakan alat penukar panas yang terdiri dari kumpulan *tubes* yang diekspos terhadap pergerakan udara yang melewati *tubes* tersebut. Pergerakan udara disebabkan oleh *fan* yang digerakkan oleh mesin bakar atau *electric motor*.

Proses pendinginan dengan *aerial cooler* memiliki keunggulan dibandingkan dengan pendinginan dengan air, karena secara keseluruhan sistemnya menjadi lebih sederhana dan fleksibel dibandingkan sistem pendinginan dengan air. Namun kekurangannya adalah ketidakmampuan *aerial cooler* untuk memberikan temperatur pendinginan yang memuaskan seperti halnya air bila

berada dalam iklim udara panas. Secara umum komponen dasar *aerial cooler* terdiri dari (GPSA Electronic Engineering Data Book, Vol. I.10):

- *Tubes*
- *Headers*
- *Fan dan driver*
- *Plenum chamber*
- *Support structure*

Terdapat dua tipe *aerial cooler* yaitu tipe *forced draft*, yang menempatkan *fan* di bawah *tubes* dan menggerakkan udara ke arah atas dan tipe *induced draft* yang menempatkan *fan* di atas *tubes* dan menekan udara ke melewati *tubes*. Secara umum tipe *induced draft* lebih mahal daripada tipe *forced draft*, namun tipe *induced draft* memiliki keunggulan lebih efisien dalam operasinya karena menutup kemungkinan terjadinya *hot exhaust air recycle*, seperti yang sering terjadipadatipe *forced draft*. Gambar 2.2 memperlihatkan kedua tipe *aerial cooler* tersebut.



Gambar 2.2. Tipe Aerial Cooler

Sumber: GPSA Electronic Data Book, Vol. I.10

## 3.2. Pemrosesan Gas dengan *Membrane*

### 2.2.1 Teori *Membrane*

Dalam beberapa tahun terakhir, separasi gas menggunakan *membrane* telah berkembang menjadi alternatif yang selalu dipertimbangkan disamping teknologi yang sudah matang seperti absorpsi dan distilasi *cryogenic*.

*Membrane* merupakan *barrier* tipis yang *semi-permeable* yang memungkinkan molekul tertentu lewat. *Membrane* untuk pemisahan gas disebut *membrane* permeasi yang biasanya tidak berpori dan memisahkan komponen dengan mekanisme pelarutan dan difusi. *Membrane* untuk gas separasi umumnya berupa polimer, seperti *cellulose acetate*, *polysulfone*, *polyamides*, *polyimides*, dan sebagainya seperti yang dipaparkan oleh Seader dan Henley (1998).

### 2.2.2 Hukum Fick's

Seader dan Henley (1998) juga memaparkan mengenai Hukum Fick's yang digunakan sebagai pendekatan untuk proses pelarutan dan difusi melalui *membrane*. Besaran yang dipakai adalah *flux membrane* untuk CO<sub>2</sub>, yang pada hakekatnya merupakan laju alir molar CO<sub>2</sub> melalui *membrane* per satuan luas *membrane*, yang diberikan dalam rumus (2.1) di bawah ini:

$$J = k \cdot D \cdot \Delta P / L \quad (2.1)$$

J = *Flux membrane* CO<sub>2</sub> ( cm )

k = Kelarutan CO<sub>2</sub> dalam *membrane* ( cm<sup>2</sup> )

D = Koefisien difusi CO<sub>2</sub> melalui *membrane* ( cm )

ΔP = Perbedaan tekanan parsial CO<sub>2</sub> antara sisi umpan (tekanan tinggi) dan sisi *permeate* (tekanan rendah) dari *membrane* ( cm<sup>2</sup> )

L = Tebal *membrane* ( cm )

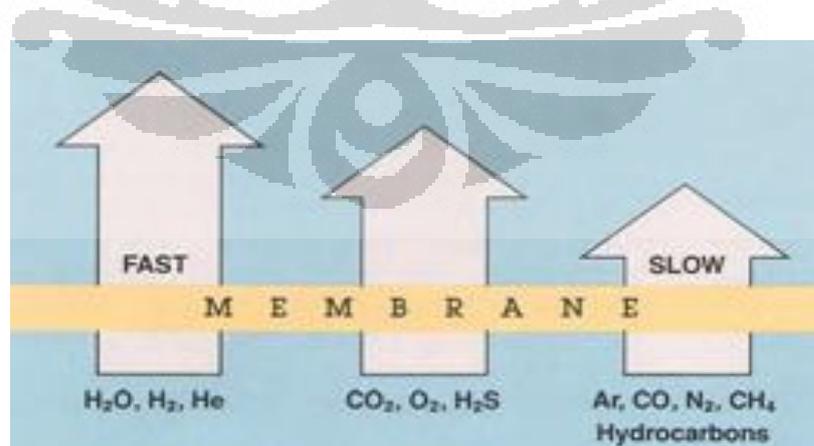
Untuk penyederhanaan, koefisien kelarutan dan difusi biasanya digabung menjadi variabel yang disebut *permeability* (P). Dengan demikian formula Hukum Fick dapat dipisahkan menjadi dua bagian, yaitu bagian yang tergantung pada *membrane* (ΔP) dan bagian yang tergantung pada proses (D). Untuk mendapatkan

*flux* yang tinggi, diperlukan pemilihan material *membrane* yang tepat dan penentuan kondisi *processing* yang sesuai. Harga  $\Delta P$  tidak konstan dan sangat tergantung pada variasi kondisi operasi seperti temperatur dan tekanan.

### 2.2.3 Permeasi *Membrane*

Prinsip pemisahan pada *membrane* permeasi adalah berdasarkan kemudahan suatu komponen untuk larut pada *membrane* serta kecepatan suatu komponen berdifusi melewati *membrane*. Gas akan larut pada *membrane* kemudian gas akan berdifusi melewati *membrane*. Perpindahan komponen dari umpan menuju *permeate* disebabkan perbedaan tekanan. Umpan memiliki tekanan yang lebih tinggi daripada *permeate*.

Besaran yang sering digunakan untuk menyatakan kelarutan dan difusivitas suatu komponen dalam membran adalah permeabilitas. Permeabilitas suatu komponen berbeda-beda karena dipengaruhi oleh solubilitas bahan dan difusivitas suatu komponen. Semakin tinggi permeabilitas suatu komponen maka semakin cepat komponen tersebut melewati *membrane*. Komponen yang memiliki permeabilitas tinggi sering disebut komponen cepat sedangkan komponen yang memiliki permeabilitas rendah sering disebut komponen lambat. Dortmund dan Doshi (1999) menjelaskan mengenai perbandingan kecepatan berbagai macam komponen saat melewati *cellulose acetate membrane* secara kualitatif ditunjukkan oleh Gambar 2.3 di bawah ini.



Gambar 2.3. Perbandingan Kecepatan Komponen Melewati *Membrane*

Sumber: Dortmund dan Doshi, 1999

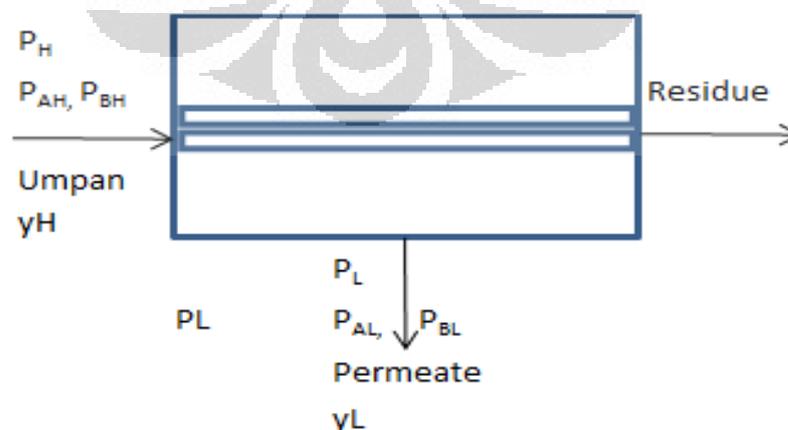
#### 2.2.4 Selektivitas Membrane

Salah satu variabel penting *membrane* adalah selektivitas, yang merupakan rasio permeabilitas CO<sub>2</sub> terhadap komponen lain dalam suatu aliran. Selektivitas juga merupakan ukuran seberapa baik suatu *membrane* memperlakukan CO<sub>2</sub> dibandingkan komponen lain. Sebagai contoh, untuk *membrane* dengan selektivitas CO<sub>2</sub> terhadap CH<sub>4</sub> antara 5 dan 30, mengandung arti bahwa CO<sub>2</sub> berpermeasi dalam *membrane* 5 sampai 30 kali lebih cepat daripada CH<sub>4</sub> seperti dipaparkan Dortmund dan Doshi (1999).

Permeabilitas dan selektivitas merupakan faktor pertimbangan yang penting dalam memilih *membrane*. Makin tinggi permeabilitas, makin kecil luas *membrane* yang dibutuhkan untuk separasi gas tertentu, sehingga biaya yang diperlukan menjadi lebih kecil. Makin tinggi selektivitas, makin rendah jumlah hidrokarbon yang hilang, sehingga menghasilkan volume penjualan produk yang lebih besar.

#### 2.2.5 Rasio Tekanan

Untuk suatu sistem membrane seperti Gambar. 2.4 di bawah ini, tekanan total gas pada sisi umpan (tekanan tinggi) dan sisi permeate (tekanan rendah) pada membrane merupakan jumlah tekanan parsial gas tersebut di sisi *feed* dan tekanan parsial gas di sisi *permeate* seperti dijelaskan Sutrasno Kartohardjono (1994, p.7-24).



Gambar 2.4. Sistem Aliran Membrane

Adapun rumusan untuk aliran umpan dan *permeate* dapat dilihat dalam persamaan (2.2) dan (2.3) di bawah ini.

$$P_H = P_{AH} + P_{BH} \quad ; \quad y_{AH} = P_{AH} / P_H \quad (2.2)$$

$$P_L = P_{AL} + P_{BL} \quad ; \quad y_{AL} = P_{AL} / P_L \quad (2.3)$$

$y_{AH}$  = Fraksi mol A dalam umpan

$y_{AL}$  = Fraksi mol A dalam *permeate*

$P_H$  = Tekanan total gas di umpan ( $\text{cm}^2$ )

$P_L$  = Tekanan total gas di *permeate* ( $\text{cm}^2$ )

$P_{AH}$  = Tekanan parsial gas A di umpan ( $\text{cm}^2$ )

$P_{BH}$  = Tekanan parsial gas B di umpan ( $\text{cm}^2$ )

$P_{AL}$  = Tekanan parsial gas A di *permeate* ( $\text{cm}^2$ )

$P_{BL}$  = Tekanan parsial gas B di *permeate* ( $\text{cm}^2$ )

Perbandingan tekanan antara sisi umpan (tekanan tinggi) dan sisi *permeate* (tekanan rendah) pada *membrane* merupakan *driving force* pemisahan gas. Dengan kata lain, suatu gas akan berpermeasi bila tekanan parsial gas tersebut di sisi umpan lebih besar dari tekanan parsial gas di sisi *permeate*, seperti diberikan dalam persamaan (2.4) berikut ini:

$$y_{AH} \cdot P_H > y_{AL} \cdot P_L \quad (2.4)$$

Sebagai konsekuensi dari persamaan tersebut, derajat pemisahan gas tidak bisa melebihi rasio tekanan antara sisi umpan dan sisi *permeate*, seberapapun tingginya selektivitas *membrane* tersebut, seperti diberikan dalam persamaan (2.5) berikut ini:

$$y_{AL} / y_{AH} < P_H / P_L \quad (2.5)$$

### 2.2.6 Limitasi Membrane

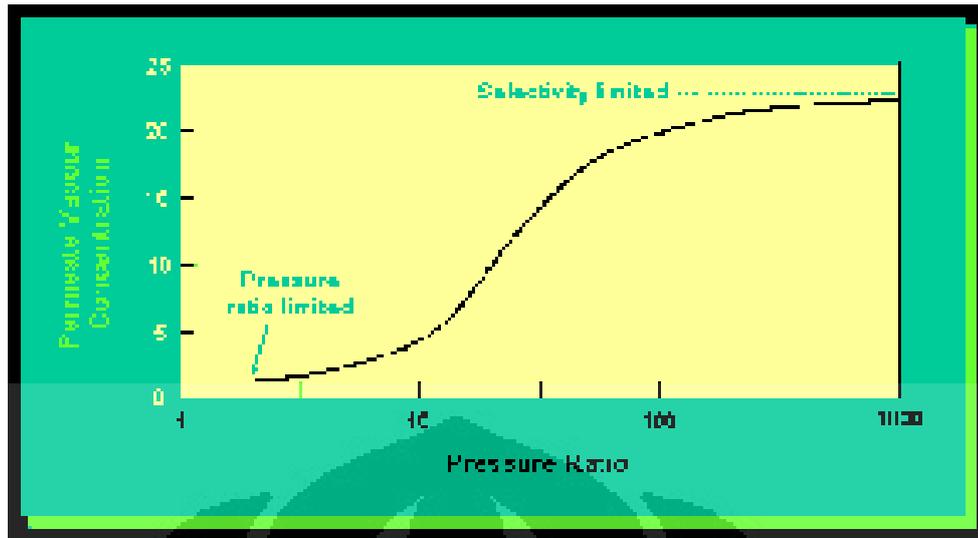
Terdapat dua kondisi limitasi pengoperasian *membrane* (SMCheah, 2003). Jika selektivitas *membrane* lebih besar dari rasio tekanan, maka kinerja *membrane* hanya tergantung pada rasio tekanan melewati *membrane*. Kondisi ini disebut *pressure ratio limited region*. Formulasinya diberikan dalam persamaan 2.6 sebagai berikut:

$$\sigma_{\text{AF}} \gg P_H/P_L, \text{ maka } y_{\text{AL}} = y_{\text{AF}} \cdot P_H/P_L \quad (2.6)$$

Namun jika selektivitas *membrane* lebih kecil dari rasio tekanan, maka kinerja *membrane* tidak tergantung pada rasio tekanan melewati *membrane* dan hanya tergantung pada selektivitas *membrane*. Kondisi ini disebut *membraneselectivity limited region* diberikan dalam persamaan 2.7 sebagai berikut:

$$\sigma_{\text{AF}} \ll P_H/P_L, \text{ maka } y_{\text{AL}} = \frac{\sigma_{\text{AF}} y_{\text{AF}}}{1 - y_{\text{AF}} (1 - \sigma_{\text{AF}})} \quad (2.7)$$

Kondisi di antara dua limitasi pengoperasian *membrane*, yaitu rasio tekanan dan selektivitas *membrane* akan mempengaruhi kinerja *membrane*. Hubungan antara rasio tekanan dan selektivitas *membrane* dapat dilihat dalam Gambar 2.5 (SMCheah, 2003).



Gambar 2.5 Hubungan Antara Rasio Tekanan dan Selektivitas Membrane

Sumber: (SMCheah, 2003)

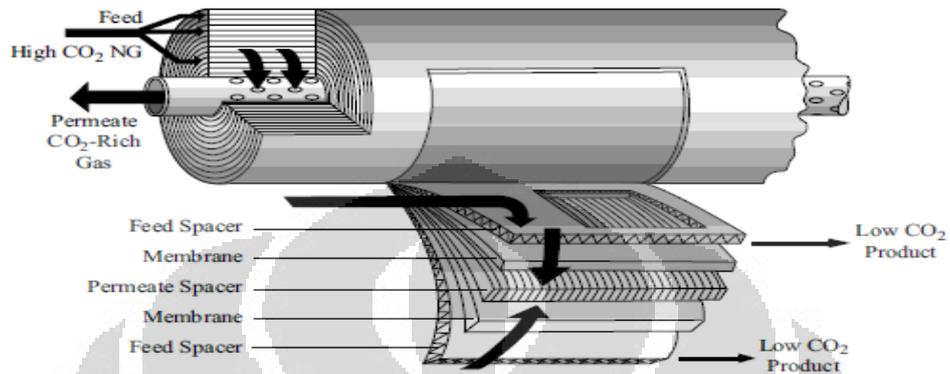
### 3.3. Proses Separasi dengan Membrane Unit

#### 2.3.1 Elemen Membrane

Membrane pemisahan gas diproduksi dalam dua macam bentuk, yaitu lembaran/ *flat sheet* atau *hollow fiber*. Elemen membrane berbentuk *flat sheets* umumnya dikombinasikan menjadi elemen *spiral-wound*. Sedangkan *hollow fibers* dibentuk menjadi suatu *bundle* serupa *shell and tube heat exchanger*. Dortmund dan Doshi (1999) menjelaskan seperti dalam Gambar 2.6 dan Gambar 2.7 untuk kedua jenis elemen tersebut. Dalam susunan *spiral-wound*, dua lembar membran *flat sheets* dengan *permeate spacer* di antaranya direkatkan membentuk *envelope* yang terbuka pada satu sisinya. Beberapa *envelopes* dipisahkan oleh *feed spacers* dan dibungkuskan pada *permeate tube* dengan sisi yang terbuka menghadap *permeate tube*.

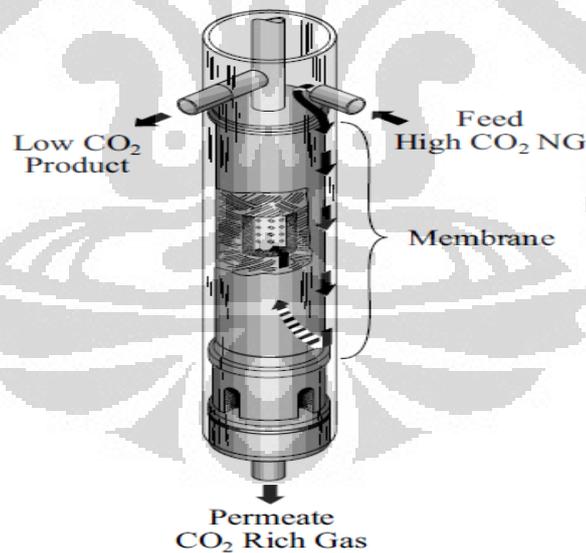
Gas umpan masuk sepanjang sisi *membrane*, melewati *feed spacers* yang memisahkan *envelopes*. Saat gas lewat di antara *envelopes*,  $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ , dan komponen lain yang permeabilitasnya tinggi akan berpermeasi ke dalam *envelope*. Gas berpermeasi dari *envelope* ke dalam *permeate tube*. *Driving force* untuk perpindahan adalah tekanan rendah *permeate* dan tekanan tinggi umpan. *Permeate* gas memasuki *permeate tube* melalui lubang yang dibuat dalam tube.

Selanjutnya gas bergerak ke bawah dan bergabung dengan *permeate* dari *tube* yang lain. Setiap gas dari sisi umpan yang tidak dapat berpermeasi akan keluar melalui elemen di sisi yang berlawanan dengan posisi umpan.



Gambar 2.6. Elemen *Membrane Spiral Wound*

Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)



Gambar 2.7. Elemen *Membrane Hollow Fibre*

Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

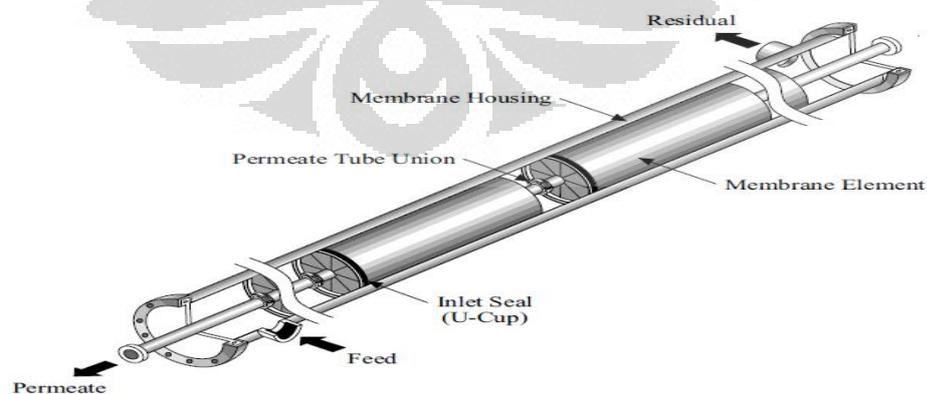
Dalam elemen *hollow-fiber*, *membrane* dibentuk dan dibungkus dalam suatu *tube* yang terletak di tengah dalam suatu pola densitas tinggi. Gas

umpan mengalir di atasnya dan di antara *fibers* dan beberapa komponen akan berpermeasi ke dalamnya. Gas yang berpermeasi bergerak dalam *fibers* sampai mencapai *permeate pot*, tempat semua permeate dari *fiber* lain berkumpul. Seluruh permeate akan keluar melalui pipa *permeate*. Gas yang tidak berpermeasi pada akhirnya akan mencapai *tube* elemen yang berada di tengah, yang berperforasi dengan cara yang sama seperti *spiral-wound permeate tube*.

Setiap elemen memiliki kelebihan masing-masing. Elemen *spiral-wound* yang dapat dipakai untuk operasi pada tekanan tinggi, lebih tahan terhadap *fouling*, dan memiliki sejarah yang panjang dalam aplikasi *natural gas sweetening*. Elemen *hollow-fiber* memiliki *packing density* yang lebih tinggi dan demikian juga unit yang menggunakan *hollow fiber* umumnya lebih kecil daripada unit *spiral wound*.

### 2.3.2 Modul Membran dan Skids

Dortmundt dan Doshi (1999) memaparkan bahwa dalam desain modular *membrane*, luas *membrane* dapat diatur agar operasi menjadi efisien untuk rentang luas dalam hal laju alir umpan, tekanan, temperature, dan konsentrasi. *Membrane* dikemas dalam suatu *tube* menjadi module *membrane* seperti dalam Gambar 2.8 dan diletakkan bergabung dalam suatu skid seperti dalam Gambar 2.9, baik dalam posisi horizontal atau vertikal tergantung pada perusahaan pembuatnya.



Gambar 2.8. Modul Membrane dan Elemen

Sumber: Dortmundt dan Doshi (1999)

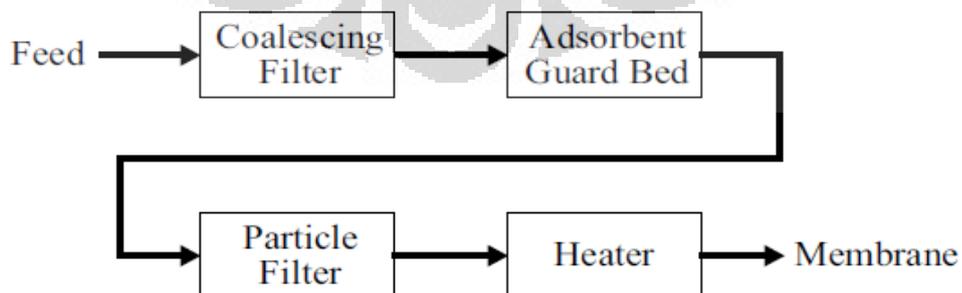


Gambar 2.9. *Membrane Skid*

Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

### 2.3.3 *Pre-Treatment Membrane*

Dortmundt dan Doshi (1999) juga memaparkan mengenai sistem *pre-treatment membrane* seperti dalam Gambar 2.10 di bawah, berfungsi untuk memisahkan komponen fraksi berat dan memastikan semua cairan tidak akan terbentuk dalam *membrane*. Terdapat dua efek yang dapat menimbulkan kondensasi dalam *membrane*. Disain *pre-treatment* yang baik sangat penting untuk menunjang kinerja semua sistem *membrane*. *Pre-treatment* yang tidak memadai akan mengarah pada penurunan kinerja.



Gambar 2.10. *Pre-Treatment Standar*

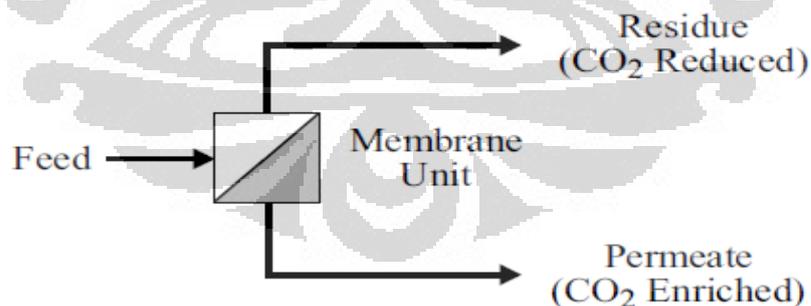
Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

Pertama, ketika gas akan mendingin akibat efek *Joule-Thomson* saat menembus *membrane*. Kedua, karena CO<sub>2</sub> dan hidrokarbon fraksi ringan berpermeasi lebih cepat daripada hidrokarbon fraksi berat, gas akan menjadi lebih berat dan akibatnya *dew point* akan meningkat selama menembus *membrane*. Kondensasi dapat dihindari dengan menetapkan *dewpoint* gas sebelum menembus *membrane* dan memanaskan gas agar terdapat *margin* yang cukup untuk kondisi *superheated*.

#### 2.3.4 Konfigurasi Operasi *Membrane*

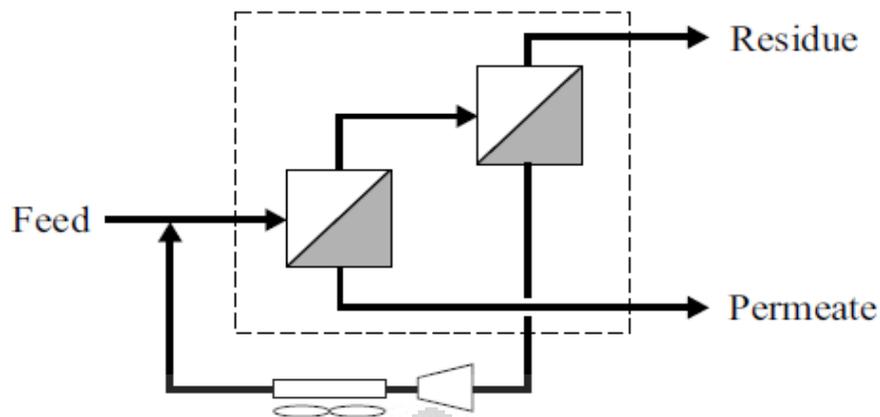
Konfigurasi sederhana sistem *membrane* yang terdiri dari sistem *one-staged* dijelaskan oleh Dortmund dan Doshi (1999) dalam Gambar 2.11. Pada prinsipnya selektivitas dan rasio tekanan yang dapat dicapai dalam sistem *membrane* komersial adalah terbatas, maka sistem satu tahap umumnya belum bisa mencapai kinerja *membrane* yang diinginkan. Sejumlah hidrokarbon dalam jumlah yang signifikan akan terbawa ke *permeate* dan hilang.

Untuk memaksimalkan kinerja *membrane*, maka dibuat sistem disain dua tahap yang dapat memberikan nilai *hydrocarbon recoveries* lebih besar dibandingkan dengan disain satu tahap namun memerlukan power kompresor yang lebih besar.

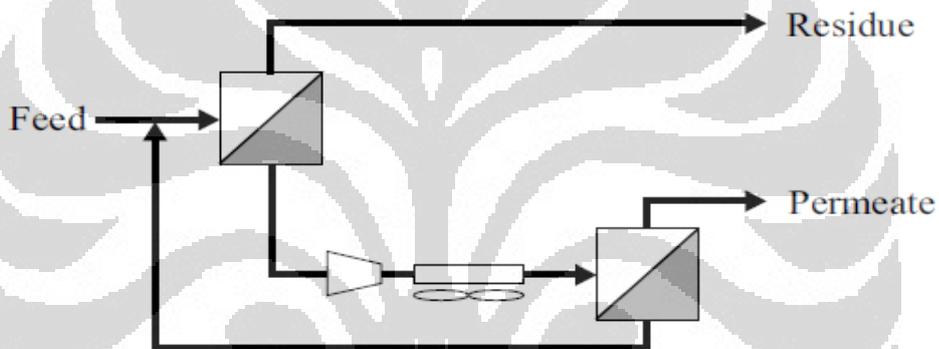


Gambar 2.11. Skema Aliran *Membrane* Satu Tahap

Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)



Gambar 2.12. Skema Aliran *Membrane* Dua Tahap Residue Recovery  
 Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

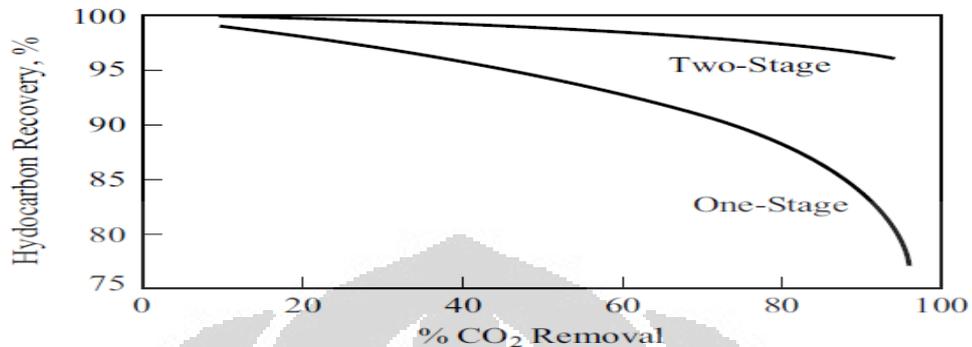


Gambar 2.13 Skema Aliran *Membrane* Dua Tahap Permeate Recovery  
 Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

Pada akhirnya keputusan untuk menggunakan sistem satu tahap atau multi tahap, harus mempertimbangkan banyak faktor. Analisa ekonomi perlu dilakukan untuk memastikan biaya pemasangan dan pengoperasian *recycle compressor* tidak melebihi keuntungan yang didapat dari *hydrocarbon recovery*.

Persentase *hydrocarbon recovery* didefinisikan sebagai persentase hidrokarbon yang direcover ke dalam gas jual dibandingkan dengan jumlah hidrokarbon dalam gas umpan. Persentase *hydrocarbon recovery* diplot terhadap persentase CO<sub>2</sub> yang dipisahkan untuk sistem satu tahap dan sistem dua tahap pada kondisi proses tertentu seperti ditampilkan dalam Gambar 2.14. Dengan demikian untuk pemisahan CO<sub>2</sub> di bawah 50%, sistem *membrane* satu

tahap biasanya memberikan nilai keekonomian lebih baik daripada sistem multi tahap seperti yang dipaparkan oleh Dortmund dan Doshi (1999).



Gambar 2.14. Pengaruh Jumlah Tahap *Membrane* terhadap Pemisahan CO<sub>2</sub>  
Sumber: Dortmund dan Doshi (1999)

### 3.4. Unit Penunjang Operasi *Membrane*

Unit penunjang operasi *membrane* merupakan unit yang tidak terkait langsung dengan proses separasi gas dalam unit *membrane* namun memiliki peranan penting agar proses operasi pemisahan dapat berlangsung. Rincian mengenai fungsi masing-masing unit akan diberikan dalam sub bab di bawah ini.

#### 2.4.1 *Thermal Oxidizer*

*Thermal Oxidizer* digunakan untuk menghancurkan hidrokarbon dan H<sub>2</sub>S yang terdapat dalam *waste gas*. Energi panas digunakan untuk mengkonversi hidrokarbon menjadi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>S menjadi SO<sub>2</sub>. Reaksi konversi H<sub>2</sub>S berlangsung dalam temperatur 1200°F to 1500°F dengan waktu tinggal di dalam *furnace* sekitar 0.6 to 1.0 detik.

*Furnace* yang digunakan umumnya memiliki tipe *vertical refractory lined* sehingga *stack* yang diperlukan menjadi lebih rendah agar didapatkan dispersi produk pembakaran yang mengandung SO<sub>2</sub> dengan lebih baik. Unit *waste heat recovery* ditambahkan dalam unit *thermal oxidizer* untuk memanfaatkan panas dalam aliran gas buang, dengan bantuan *combustion air blower*. *Thermal Oxidizer* terdiri dari bagian utama, diantaranya:

- *Main burner*

- *Incinerator*
- *Stack*
- *Induced and forced draft dan*

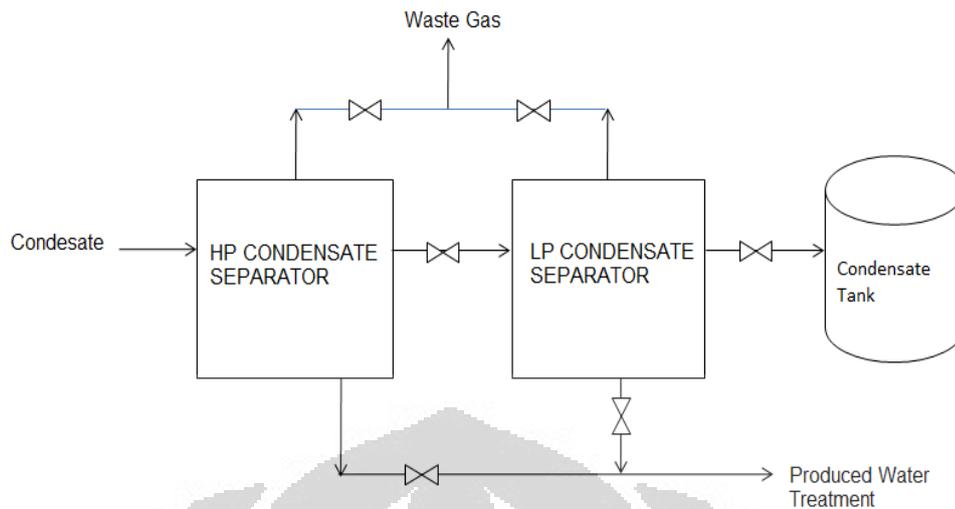
Laju pembakaran pada *Thermal Oxidizer* dapat diatur dengan mempertahankan nilai temperatur di dalam *incinerator* atau dengan mengubah-ubah nilai laju alir gas buang. Temperatur yang tinggi serta waktu tinggal yang cukup diperlukan untuk mendekomposisi komponen gas buang yang dapat terbakar, yaitu CH<sub>4</sub> dan H<sub>2</sub>S. Persamaan (2.8) dan (2.9) berikut ini adalah reaksi pembakaran yang terjadi di *Thermal Oxidizer*:



*Fuel gas* digunakan untuk menyalakan api dan mempertahankan kondisi api yang stabil pada *incinerator* saat awal pengoperasian. Setelah api dalam *incinerator* menyala dan stabil, aliran *fuel gas* dapat dimatikan.

#### 2.4.2 *Condensate Treatment*

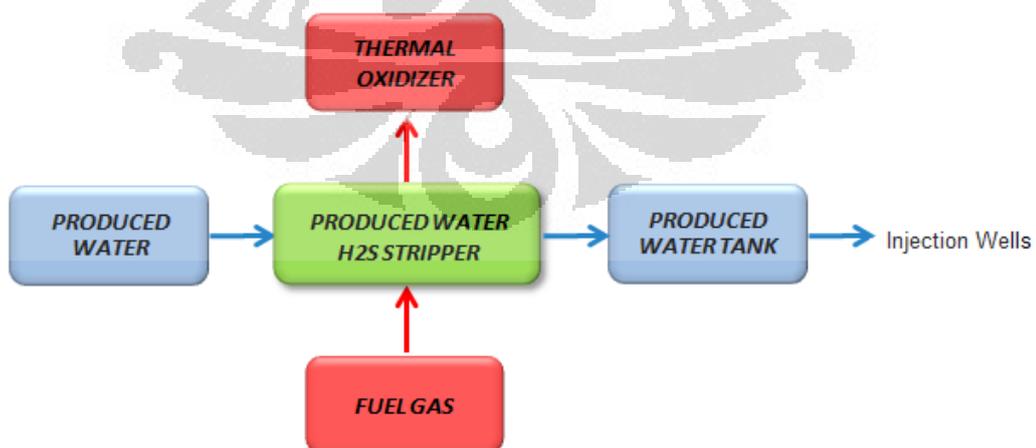
*Condensate* yang dipisahkan di separator perlu diolah untuk meminimalkan kandungan fraksi ringan agar stabil dalam penyimpanan di tekanan atmosferik dalam tangki. Skema pengolahan *condensate* dapat dilihat dalam Gambar 2.15. Proses penstabilan dilakukan dengan cara penurunan tekanan secara bertahap dan berlangsung dalam dua *vessel*, yaitu *HP Condensate Separator* dan *LP Condensate Separator*. *Treated condensate* selanjutnya disimpan dalam *Condensate Tank* sebelum dijual. Gas buang yang keluar dari kedua unit tersebut selanjutnya dikirim ke *thermal oxidizer* untuk dibakar.



Gambar 2.15. Diagram Blok *Condensate Treatment*

### 2.4.3 *Produced Water Treatment*

Air terproduksi yang dipisahkan dalam separator perlu dioleh sebelum diinjeksi ke dalam tanah karena masih mengandung  $H_2S$ . Pengolahan dilakukan dengan cara mengkontakkan air terproduksi dengan *fuel gas* agar  $H_2S$  terbawa oleh aliran *fuel gas*. Selanjutnya *fuel gas* yang membawa  $H_2S$  akan dikirim ke dalam *Thermal Oxidizer* untuk dibakar. Sedangkan air terproduksi akan diinjeksikan ke dalam sumur sekitar *plant*. Diagram alir proses pengolahan air terproduksi ditunjukkan oleh Gambar 2.16.



Gambar 2.16. Diagram Alir *Produced Water Treatment*

Untuk menghilangkan H<sub>2</sub>S yang terkandung dalam air terproduksi, mula-mula air terproduksidiumpankan ke dalam *produced water H<sub>2</sub>SStripper*. *Fuel gas* kemudian dialirkan ke dalam *produced water H<sub>2</sub>SStripper* untuk mengalirkan gas asam yang terlepas dari air terproduksi menuju *thermal oxidizer unit*. Air terproduksi yang telah melewati *produced water H<sub>2</sub>S Stripper* harus memiliki ketentuan sebagai berikut:

- Ukuran partikel padatan kurang dari 50 mikron
- Kadar hidrokarbon tertinggi sebesar 0,1% berat
- Kadar H<sub>2</sub>S tertinggi sebesar 0,1 mg/L

Air terproduksi kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan dan selanjutnya dipompa ke sumur injeksi terdekat.

#### 2.4.4 Utilitas

Utilitas yang diperlukan untuk menunjang operasi pengolahan gas X adalah sebagai berikut:

##### a. Sistem *Fuel Gas*

*Fuel Gas Conditioning system* terdiri dari *HP Fuel Gas Scrubber* and *LP Fuel Gas Scrubber*. *Fuel gas* bertekanan tinggi (*HP fuel gas*), yaitu sekitar 410 psig dan berfungsi sebagai *fuel gas* untuk *GTG Package*. Sementara *fuel gas* bertekanan rendah (*LP fuel gas*), yaitu bertekanan sekitar 60 psig digunakan sebagai *fuel gas* untuk sistem berikut ini:

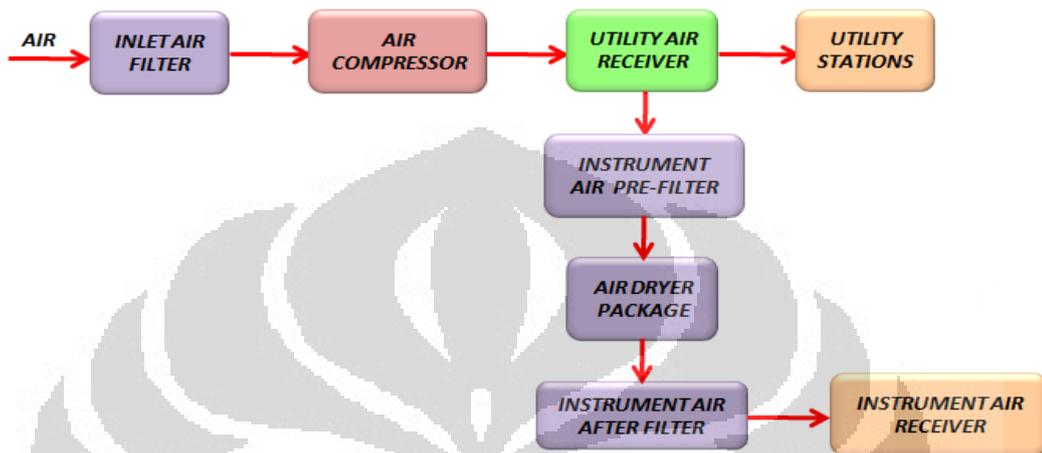
- *H<sub>2</sub>S Stripper*
- *Purging gas* untuk *flare headers* dan *flare pilot lights*
- *Gas blanketing*
- *Thermal Oxidizer*

##### b. Sistem *Instrument Air*

Susunan sistem *instrument airdapat* dilihat dalam Gambar 2.17. Secara umum unit *Air Compressors Package* yang terdiri dari:

- *Air Compressors*
- *Utility Air Receiver*

- *Instrument Air Pre-Filter*
- *Air Dryer Package*
- *Instrument Air After-Filter*
- *Instrument Air Receiver*



Gambar 2.17. Diagram Alir Pengolahan *Instrument Air*

c. *Sistem Flare*

Sistem flare disiapkan untuk menampung gas buangan sesuai kondisi yang sudah dipertimbangkan untuk kondisi darurat operasi pabrik seperti kondisi *block discharge Pressure Safety Valve (PSV)*, kondisi total *blowdown* dari *Blow Down Valve (BDV)* pada kondisi fire case, dan sebagainya.

d. *Sistem Pengolahan Air dan Fire Water*

Sistem pengolahan air berfungsi untuk menyediakan air untuk keperluan pabrik dan proteksi terhadap kebakaran. Sistem pengolahan air terdiri dari sistem *Clarifier* dan *Raw Water Filtering Package* dan produk akhirnya dikirim *Raw Water Storage Tank* dan *Fire Water Storage Tank*.

e. *Sistem Pembangkitan Listrik*

Sistem pembangkitan listrik terdiri dari *Gas Turbine Generator Package Unit*, *Emergency Diesel Generator Package Unit* dan *Switchgear/MCC Package Unit*. Beban listrik pada kondisi normal disuplai dari dua generator gas turbin berkapasitas 3,6 MW. Daya yang dihasilkan oleh dua generator gas turbin didistribusikan ke seluruh pabrik menggunakan medium voltage (MV) 6,6 kV *switchgear* dan normal low voltage (LV) 0,4 kV *switchgear*.

Jika salah satu dari dua generator gas turbin mengalami kegagalan, sebuah generator gas turbin cadangan dengan kapasitas dan spesifikasi yang sama akan dioperasikan untuk mensuplai listrik. Pada keadaan darurat, *emergency diesel generator* berkapasitas 1000 kW akan dioperasikan.

f. System Drainase

Sistem drainase terdiri dari *Hydrocarbon Closed Drain*, *Oily Water Effluent Treatment* dan *Chemical Water Effluent Treatment*.

#### 2.4.5 Gas Metering

Untuk keperluan *custody gas metering* sesuai American Gas Association Report No. 9, diperlukan *multi-path ultra-sonic metering*. Sistem terdiri dari *prefabricated metering skid*, *analyzer house* dan *associated electronics*. Untuk keperluan analisa gas disediakan pula *prefabricated analyzer house with gas chromatograph* dan sebuah *sample conditioning system* terletak dekat dengan *metering skid*. Seperangkat komputer and *printer* disediakan untuk akuisisi data, *event logging*, pengendalian dan komunikasi dengan ICS dan sistem SCADA.

#### 2.4.6 Proyeksi Kebutuhan Gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam

Sejak ditemukannya cadangan gas di Arun, Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam pada tahun 1971 ini, dibangun industri pencairan gas alam yaitu PT. Arun NGL. Selanjutnya hadir pula industri-industri lain berbasis gas dan berkembang menjadi penggerak ekonomi lokal dan nasional. Industri tersebut

adalah, PT Pupuk Iskandar Muda, PT Aceh Asean Fertilizer, PT Kertas Kraft Aceh, dsb. Dengan demikian terjadi kondisi *long-term committed demand* untuk gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam. Di lain pihak, pasokan gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam berada dalam posisi yang lebih kecil dibandingkan kebutuhan, seperti terlihat pada proyeksi kebutuhan gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam dalam Tabel 2.1 berikut ini (BPH Migas, 2011):

Tabel 2.1. Neraca Gas Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam

	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
Penemuan Baru	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cadangan Tersedia	-	-	-	-	-	-	-	64.0	140.0	120.0	-	-	-	-	-	-
Pasokan Proyek	-	-	-	-	118.9	118.9	118.9	118.9	118.9	118.9	48.7	52.5	55.4	57.7	59.2	60.4
Pasokan Tersedia	854.8	723	605.3	522.9	454.1	399.6	362.8	280.5	212.2	172.7	-	-	-	-	-	-
Potensi Kebutuhan	-	-	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0	25.0
Alokasi Kebutuhan	179.0	169.0	152.0	189.8	188.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8	10.8
Committed Demand	725.8	734.8	731.8	391.0	390.0	393.0	393.0	394.0	395.0	331.0	170.0	170.0	170.0	170.0	170.0	170.0

Sumber : BPH Migas (2011)

#### 2.4.7 Kondisi Defisit Gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam

Rakhmanto (2011) memaparkan bahwa selama periode tahun 2005-2011, terjadi defisit gas di Indonesia, termasuk di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam. Akibatnya pabrik Pupuk Iskandar Muda (PIM) hanya beroperasi sebagian karena kekurangan pasokan gas. Dampak yang sama dialami juga oleh industri berbasis gas lainnya di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam seperti yang telah disebutkan sebelumnya, sehingga sampai saat ini dalam kondisi mati suri.

Defisit gas yang dimaksud adalah selisih antara produksi gas, baik yang telah berjalan maupun masih dalam proyek, dengan permintaan yang sudah terkontrak untuk memenuhi kebutuhan domestik dan kebutuhan ekspor ataupun dalam bentuk komitmen. Pemerintah, dalam hal ini Kementerian Perindustrian, melihat Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam sebagai bagian penting dari koridor ekonomi yang hendak dikembangkan dengan basis industri pupuk, kertas, dan pembangkit listrik, sehingga ini perlu mendapat perhatian khusus seperti yang dijelaskan Rakhmanto (2011).

#### **2.4.8 Analisa Defisit Gas di Propinsi Nanggroe Aceh Darussalam**

Lebih lanjut Rakhmanto (2011) menjelaskan bahwa penyebab utama terjadinya defisit gas nasional adalah menurunnya kemampuan produksi pada lapangan-lapangan gas yang sudah terhubung infrastruktur, di samping adanya fakta bahwa sebagian cadangan terbukti yang ada sudah dialokasikan untuk ekspor ataupun belum ada kejelasan rencana pengembangan lapangannya. Selain itu terdapat pula faktor keterbatasan infrastruktur pipa transmisi, pipa distribusi, dan tiadanya terminal penerima LNG. Hal lain yang turut berperan dalam defisit gas nasional adalah struktur pasar dan harga gas domestik saat ini yang dipandang belum kondusif bagi pengembangan gas domestik.

#### **2.4.9 Harga Gas Domestik**

Dengan meningkatnya kebutuhan gas dalam negeri yang melonjak tajam pada tahun 2007, Indonesia harus merubah kebijakan alokasi gas agar selain memenuhi komitmen ekspor juga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri. Agar tercipta iklim yang kondusif untuk investasi di sektor hulu migas (*upstream*), Kepala BP Migas R.Priyono (2007) menyatakan bahwa Pemerintah Indonesia harus menetapkan harga gas domestik yang adil kepada investor *upstream gas producer*, yang mendekati *market price*. Selain itu Indonesia juga harus membuka kesempatan untuk mengimpor gas apabila produksi gas Indonesia tidak dapat memenuhi kebutuhan gas domestik, sementara komitmen ekspor harus tetap dipenuhi (Anita Nugraha dan Thomas Hogue, 2011).

Dalam konteks semacam itu Komisi VII DPR berpendapat bahwa subsidi harga gas harus dikurangi secara bertahap agar investor *upstream* tertarik untuk mengembangkan ladang gas, terutama yang bersifat *marginal*. Saat ini harga jual gas dalam negeri berkisar \$4-\$6.50/MMBTU, sementara harga gas untuk ekspor bisa mencapai \$12-\$13/MMBTU seperti penjelasan Anita Nugraha dan Thomas Hogue (2011). Adapun tipikal harga gas domestik untuk alokasi sektor industri disimpulkan seperti dalam Tabel 2.2 sebagai berikut:

Tabel 2.2. Ringkasan Harga Gas Domestik di Indonesia

Konsumen	Harga Jual Gas (USD/MMBTU)
Pabrik Pupuk	4.0 - 6.5
Pembangkit Listrik	4.5 - 6.0
Penjual/Distributor Gas	4.2 - 5.4
LNG (ekspor)	8.1 - 13.2

Sumber : (Anita Nugraha dan Thomas Hogue, 2011, para. 9)

### 3.5. Perhitungan Biaya Investasi

Komponen utama biaya investasi pada prinsipnya terdiri dari *capex* (biaya modal) dan *opex* (biaya tahunan). Perincian antara *capex* dan *opex* diberikan dalam sub bab di bawah ini.

#### 2.5.1 *Capex*

*Capex* adalah biaya yang terkait langsung untuk terciptanya produksi. Pada prinsipnya *capex* bersifat tetap dan merupakan *one-time expenses*, meskipun pembayarannya dapat disebar dalam beberapa tahun dalam perhitungan pajak dan laporan keuangan.

*Capex* meliputi *tangible items* seperti tanah, bangunan, mesin, dan sebagainya dan juga *intangible items* seperti akuisisi *trademarks*, pembuatan *software*, dan sebagainya.

Biaya untuk pembangunan fasilitas *membrane* disebut sebagai TCI (*total capital investment*) yang merupakan jumlah dana keseluruhan yang dibutuhkan sebagai investasi awal pendirian pabrik. Adapun TCI terdiri dari komponen perhitungan yang dapat dilihat dalam Tabel 2.3 di bawah ini seperti yang dipaparkan ini Peter dan Timmerhaus (1991):

Tabel 2.3. Komponen *Total Capital Investment*

Komponen TCI						
Total bare-module costs for fabricated equipment & storage	$C_{FE}$					
Total bare-module costs for process machinery	$C_{PM}$					
Total bare-module costs for spares	$C_{SPARE}$					
Total cost for initial catalyst charges	$C_{CATALYST}$					
Total bare module-investment (TBM)		$C_{TBM}$				
Cost of site preparation		$C_{SITE}$				
Cost of service facilities		$C_{SERV}$				
Allocated cost for utility plants and related facilities		$C_{ALLOC}$				
Total of direct permanent investment, DPI			$C_{DPI}$			
Cost of contingencies and contractor's fee			$C_{CONT}$			
Total depreciable capital, TDC				$C_{TDC}$		
Cost of land				$C_{LAND}$		
Cost of royalties				$C_{ROYAL}$		
Cost of plant start up				$C_{STARTUP}$		
Total permanent investment, TPI					$C_{TPI}$	
Working Capital					$C_{WC}$	
Total Capital Investment, TCI						$C_{TCI}$

Sumber: Peter dan Timmerhaus (1991)

a.  $C_{FE}$  (*Cost of Fabricated Equipment*)

$C_{FE}$  adalah total biaya alat yang dirancang. Harga alat didapatkan dari referensi internet dan buku Timmerhaus dengan memasukkan nilai parameter yang berasal dari *sizing* peralatan.

b.  $C_{PM}$  (*Cost of Process Machinery*)

$C_{PM}$  adalah total biaya alat yang terkait langsung dengan proses seperti pompa, kompresor, oven, dan peralatan lainnya.

c.  $C_{Spare}$  (*Cost of Spare*)

$C_{Spare}$  adalah total biaya peralatan cadangan yang terkait langsung dengan proses.

d.  $C_{Catalyst}$  (*Cost of Initial Catalyst Charge*)

$C_{Catalyst}$  adalah total biaya yang dikeluarkan untuk pembelian katalis di awal proses produksi. Dalam hal ini elemen *membrane* dan *carbon active* di *Unit Pre-treatment*.

e.  $C_{TBM}$  (*Cost of Total Bare Module*)

Nilai *Cost of Total Bare Module* merupakan penjumlahan dari nilai  $C_{PM}$ ,  $C_{Spare}$  dan  $C_{Catalyst}$

- f.  $C_{\text{Site}}$  (*Cost of Site Preparation*)  
 $C_{\text{Site}}$  adalah biaya untuk *survey* lahan, pengairan dan drainase, pembersihan permukaan lahan, penghilangan batu-batuan, *grading*, pemasangan tiang pancang, pembuatan jalan, pagar, jalan setapak, trotoar, selokan, fasilitas pemadaman api, dan *landscaping*.
- g.  $C_{\text{Serve}}$  (*Cost of Service Facilities*)  
 $C_{\text{Serve}}$  adalah biaya untuk *control room*, laboratorium untuk uji umpan dan produk, *maintenance shop*, fasilitas medis, kantin, garasi, gudang, dan bangunan pabrik.
- h.  $C_{\text{Alloc}}$  (*Cost of Allocated Cost for Utility Plants and Related Facilities*)  
 $C_{\text{Alloc}}$  adalah biaya alokasi untuk mengembangkan utilitas dan fasilitas terkait seperti fasilitas listrik, *instrument air*, air proses, dan *fuel*.
- i.  $C_{\text{DPI}}$  (*Cost of Total of Direct Permanent Investment*)  
 $C_{\text{DPI}}$  adalah biaya permanen langsung dan merupakan penjumlahan nilai  $C_{\text{TBM}}$ ,  $C_{\text{Site}}$ ,  $C_{\text{Serve}}$  dan  $C_{\text{Alloc}}$ .
- j.  $C_{\text{Cont}}$  (*Cost of Contingencies and Contractor's Fee*)  
 $C_{\text{Cont}}$  adalah biaya *contingencies* dan kontraktor dan merupakan biaya tak terduga selama konstruksi pabrik dan biaya kontraktor.
- k.  $C_{\text{TDC}}$  (*Cost of Total Depreciable Capital*)  
 $C_{\text{TDC}}$  adalah total biaya terdepresiasi yang nilainya meliputi  $C_{\text{DPI}}$  dan  $C_{\text{Cont}}$ .
- l.  $C_{\text{Land}}$  (*Cost of Land*)  
 $C_{\text{Land}}$  adalah biaya lahan yang tidak dapat terdepresiasi.
- m.  $C_{\text{Royal}}$  (*Cost of Royalties*)  
 $C_{\text{Royal}}$  adalah biaya pembayaran royalti.
- n.  $C_{\text{Startup}}$  (*Cost of Plant Startup*)  
 $C_{\text{Startup}}$  adalah biaya *start-up* pabrik sebagai awal proses.
- o.  $C_{\text{TPI}}$  (*Cost of Total Permanent Investment*)  
 $C_{\text{TPI}}$  adalah penjumlahan nilai  $C_{\text{TDC}}$ ,  $C_{\text{Land}}$ ,  $C_{\text{Royal}}$ ,  $C_{\text{Startup}}$
- p.  $C_{\text{WC}}$  (*Cost of Working Capital*)  
*Working Capital* adalah penjumlahan dari *cash reserve*, *inventory*, *account receivable* dan *account payable*.

### 2.5.2 *Opex*

*Opex* merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasional suatu bisnis, peralatan ataupun komponen.

Favenec (2001) menjelaskan mengenai *opex* untuk industri *refinery* (merupakan industri yang sejenis dengan industri pengolahan gas) secara umum adalah sebagai berikut:

#### a. *Variable Cost*

Yaitu *cost* yang secara proporsional langsung berkaitan dengan jumlah produk yang dihasilkan. Termasuk dalam kategori ini adalah biaya:

- Bahan kimia dan bahan konsumsi lainnya
- Bahan bakar dan energi, termasuk listrik

#### b. *Fixed Cost*

Yaitu *cost* yang tidak proporsional langsung berkaitan dengan jumlah produk yang dihasilkan. *Cost* yang termasuk di dalam kategori *fixed cost* ini adalah:

- SDM
- *Maintenance cost*
- *Overhead*, seperti *taxes*, *insurance*, *administration*, dan lain-lain

### 3.6. Analisa Kelayakan Investasi

Parameter yang akan dibahas dalam analisa kelayakan investasi adalah sebagai berikut:

- IRR (*Internal Rate of Return*)
- NPV (*Net Present Value*)
- PBP (*Pay Back Period*)

### 2.6.1 IRR

Metoda perhitungan IRR bertujuan untuk mengetahui seberapa lama (periode) suatu modal investasi akan dapat dikembalikan atau dapat dikatakan periode dimana terjadi kondisi pulang pokok (*break even-point*). Metoda IRR dibuat dengan memperhitungkan tingkat pengembalian atas investasi yang dihitung dengan mencari tingkat diskonto yang menyamakan nilai sekarang dari arus kas masuk suatu investasi yang diharapkan terhadap nilai sekarang seperti yang dipaparkan Blank dan Tarquin (2000). Singkatnya tingkat diskonto yang membuat NPV sama dengan nol.

Adapun rumus umum untuk menghitung IRR disampaikan dalam persamaan (2.10) sebagai berikut:

$$A_0 = \frac{A_1}{(1 + IRR)} + \frac{A_2}{(1 + IRR)^2} + \dots + \frac{A_n}{(1 + IRR)^n} \quad (2.10)$$

$A_0$  = Investasi dalam periode 0

$A_1, A_N$  = Investasi dalam periode 1 sampai N

Penilaian terhadap usulan investasi ditentukan dengan membandingkan IRR dengan tingkat bunga yang disyaratkan atau yang disebut MARR (*Minimum Attractive Rate of Return*). Apabila nilai IRR lebih besar dari pada tingkat bunga yang disyaratkan atau MARR, maka usulan investasi tersebut diterima. Sebaliknya bila IRR lebih kecil, maka usulan tersebut ditolak. Sehingga dapat dikatakan IRR adalah kemampuan *cash flow* dalam mengembalikan modal dan seberapa besar pula kewajiban yang harus dipenuhi.

Nilai MARR umumnya ditetapkan secara subyektif dan berbeda pada setiap jenis industri melalui suatu pertimbangan-pertimbangan tertentu dari investasi tersebut, yang biasanya berdasarkan suku bunga investasi dan biaya yang lain yang harus dikeluarkan oleh penanam modal. Tingkat bunga yang dipakai patokan dasar dalam mengevaluasi dan membandingkan berbagai alternatif adalah nilai minimal dari tingkat pengembalian bunga yang bisa diterima oleh

investor. MARR biasanya lebih besar dari tingkat suku bunga tabungan yang sedang berlaku.

### 2.6.2 NPV

Metoda NPV merupakan metode perhitungan jumlah seluruh pendapatan/*net cash flow (cash in- cash flow)* selama umur ekonomis investasi ditambah dengan nilai sisa akhir proyek yang dihitung pada waktu sekarang dengan indikasi sebagai berikut:

- Jika,  $NPV < 0$  maka hasil negatif (artinya usulan proyek tersebut tidak layak, atau dari segi ekonomis tidak menguntungkan)
- Jika,  $NPV > 0$ , maka hasil positif (artinya usulan proyek tersebut layak, atau menguntungkan dari segi ekonomis)

*Net cash flow* umumnya didiskonto pada *rate* yang disebut WACC (*weighted average cost of capita*). Nilai WACC umumnya spesifik untuk suatu usaha atau investasi. Adapun rumusan NPV seperti yang dijelaskan Blank dan Tarquin (2000) diberikan dalam persamaan (2.11) adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 NPV &= \sum_{t=1}^n CF_t(1+i)^{-t} - CF_0 \\
 NPV &= \sum_{t=1}^n \frac{CF_t}{(1+i)^t} - CF_0 \\
 NPV &= \frac{CF_1}{1+i} + \frac{CF_2}{(1+i)^2} + \dots + \frac{CF_n}{(1+i)^n} - CF_0
 \end{aligned}
 \tag{2.11}$$

$CF_0$  = *Cash flow* dalam periode 0 = *initial cost*

$CF_1, CF_N$  = *Cash flow* dalam periode 1 sampai N

### 2.6.3 PBP

PBP menunjukkan berapa lama (dalam beberapa tahun) suatu investasi dapat kembali. PBP menunjukkan perbandingan antara nilai investasi awal dengan aliran kas tahunan. Rumus umum PBP diberikan dalam persamaan (2.12) seperti yang dijelaskan Blank dan Tarquin (2000) adalah sebagai berikut:

$$\text{PBP} = P / \text{NCF} \quad (2.12)$$

P = investasi awal atau *first cost*

NCF = *estimated net cash flow*

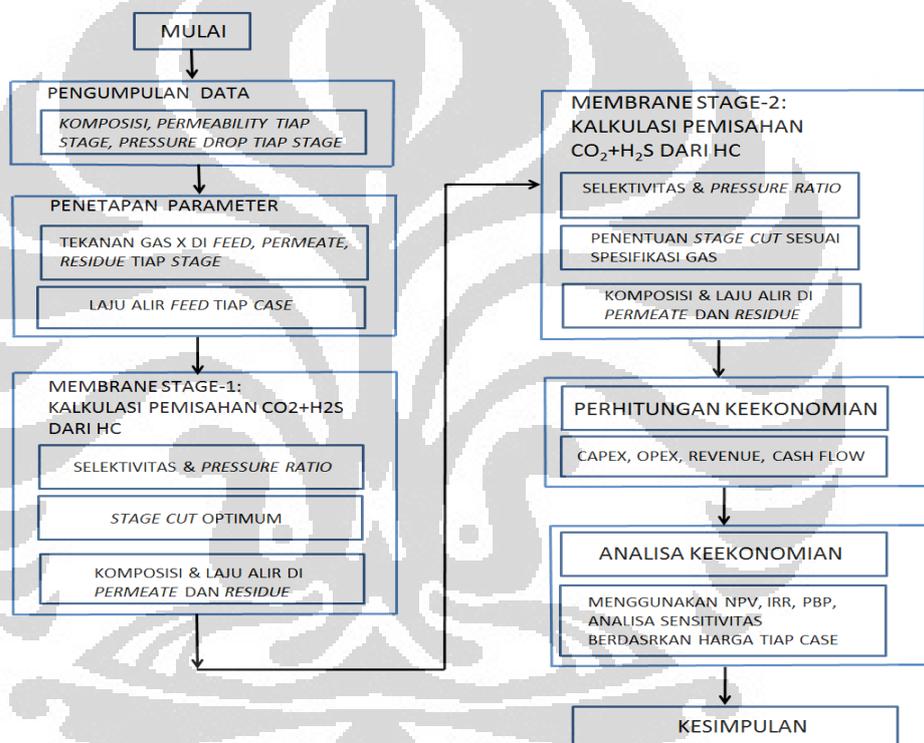
Suatu investasi yang memiliki harga PBP kecil akan meningkatkan nilai IRR dan investasi akan menguntungkan. Jika periode PBP  $\leq$  dari umur ekonomis (n) dari investasi tersebut maka investasi dinyatakan layak secara ekonomis. Namun kelemahan PBP adalah tidak memperhitungkan aliran kas masuk sampai selesainya waktu periode proyek. Umumnya metoda PBP digunakan untuk melengkapi metode analisa investasi lain.



## BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1. Metoda Analisis

Dalam melakukan analisis tekno ekonomi separasi gas dari ladang gas X dengan menggunakan *membrane* terdapat beberapa tahapan kerja yang dilalui. Adapun diagram alir dari tahap metode pelaksanaan analisis dapat dilihat dalam Gambar 3.1 di bawah ini.



Gambar 3.1. Diagram Alir Analisis TeknoEkonomi

### 3.2. Teknik Pengumpulan Data

Dalam analisis tekno ekonomi yang dilakukan, proses pengumpulan data dapat dikelompokkan menjadi dua yaitu data primer dan data sekunder. Keseluruhan data tersebut, baik primer maupun sekunder akan diolah dengan teori terkait sehingga dihasilkan sebuah analisis tekno ekonomi yang layak secara ilmiah dan dapat dipertanggungjawabkan.

### 3.2.1. Data Primer

Data primer merupakan data yang diperoleh dari perhitungan dan simulasi. Data primer ini meliputi data kondisi aliran neraca *massa* dan energi setiap aliran proses, ukuran dan spesifikasi alat yang digunakan untuk proses produksi untuk separasi gas X, data *cash flow* yang terjadi selama umur pabrik beserta nilai sensitivitasnya.

### 3.2.2. Data Sekunder

Data sekunder merupakan data yang diperoleh dari dokumen, buku, jurnal, studi terdahulu, situs data yang terkait di internet, maupun bentuk publikasi lainnya seperti artikel dalam koran ataupun majalah. Data sekunder ini meliputi data hasil kajian atau penelitian terdahulu yang berkaitan yang dapat dijadikan referensi.

## 3.3. Asumsi dan Justifikasi

### 3.3.1. Unit Process

- Sistem yang ditinjau adalah fasilitas pengolahan gas X untuk fasa gas dimulai dari manifold pipa yang membawa gas umpan ke dalam fasilitas pengolahan gas sampai dengan *gas metering*. Sedangkan untuk fasa cair, sistem yang ditinjau adalah sesudah *Produced Water injection pump* dan sesudah *Condensate Tank* untuk *condensate*.
- *Permeate* gas yang dihasilkan dari pemisahan gas dengan *membrane* dibuang ke atmosfer setelah dibakar di *Thermal Oxidizer*.
- Kelarutan  $H_2S$  dalam fasa liquid dianggap sangat kecil sehingga tidak diperlukan pengolahan tambahan untuk mengurangi kadar  $H_2S$  dalam fasa liquid.
- Semua keperluan pemanasan untuk *process unit* dalam fasilitas pengolahan gas X menggunakan *electric heater*.

### 3.3.2. Unit Utilitas

- Kebutuhan *fuel gas* untuk keperluan produksi gas/utilitas dipasok dari luar fasilitas pengolahan gas X.

### 3.3.3. Keekonomian

- Kurs rupiah terhadap US dollar adalah 1 USD = Rp. 9000.
- Tingkat suku bunga yang digunakan sama dengan nilai MARR = 15%
- Umur pabrik adalah 20 tahun.
- Harga jual gas yang digunakan mengacu pada data dari berbagai referensi yang berlaku untuk *domestic gas*. Case-1 untuk penjualan ke LNG Arun menggunakan harga 8 USD/MMBTU, Case-2 untuk penjualan ke Fertilizer menggunakan harga 6.5 USD/MMBTU, Case-3 untuk penjualan ke *power plant* menggunakan harga 5.5 USD/MMBTU.
- Metoda perhitungan *equipment cost* adalah metoda persentase untuk unit di luar membrane dari referensi fasilitas pengolahan gas sejenis mengacu pada pemaparan Sitawati (2011). Khusus perhitungan membrane cost menggunakan kombinasi teori neraca massa membrane dan perbandingan kapasitas dan cost dalam rumus *sixth to ten rule* dengan mengacu pada pemaparan Perry dan Green (1985), Sitawati (2011), dan *website* untuk *chemical plant cost index* untuk tahun 2011 (Economic Indicator, Chemical Engineering, 2011, Chemical Plant Cost Index).
- Parameter yang diubah dan dianalisa sensitivitasnya adalah perubahan +/-20% dan +/-10% capex; perubahan +/-20% dan +/-10% opex; perubahan +/-20% dan +/-10% harga jual gas.
- Tujuan perhitungan sensitivitas ini adalah untuk mengetahui pengaruh perubahan tersebut terhadap NPV, IRR dan PBP.

## 3.4. Dasar Perhitungan Teknis

Salah satu cara estimasi separasi gas dengan menggunakan *membrane* adalah dengan menggunakan metoda perhitungan yang berdasarkan neraca *massa* sistem *membrane*. Dengan cara tersebut dapat diperkirakan berapa banyak gas jual dan *permeate gas* yang dihasilkan untuk spesifikasi gas yang telah ditentukan. Dengan demikian, dapat dilakukan kajian bagaimana pengaruh spesifikasi gas jual terhadap biaya pengolahan yang diperlukan.

Adapun opsi spesifikasi gas jual yang dipertimbangkan dalam studi adalah sebagai berikut:

- a. Case-1: spesifikasi gas jual untuk gas umpan ArunLNG, yaitu 15% kadar CO<sub>2</sub>
- b. Case-2: spesifikasi gas jual untuk *fertilizer*, yaitu 20% kadar CO<sub>2</sub>
- c. Case-3: spesifikasi gas jual untuk *power plant*, yaitu 30% kadar CO<sub>2</sub>

Dasar dan formula untuk perhitungan teknis *membrane* diberikan dalam penjelasan berikut ini.

### 3.4.1. Penentuan *Stage Cut*

*Stage cut* merupakan ukuran derajat pemisahan untuk sistem *membrane* dalam satu *stage*. *Stage cut* didefinisikan sebagai jumlah fraksi gas umpan yang berpermeasi menembus *membrane*. Untuk mendapatkan jumlah gas jual/*residue gas* sesuai dengan spesifikasi yang disebutkan di atas, *stage cut membrane* tahap-1 ditetapkan pada 0.664. Selanjutnya *stage cut membrane* tahap-2 diatur jumlah aliran *permeate* pada angka tertentu sampai memenuhi spesifikasi gas yang diinginkan. *Stage cut* dihitung dengan persamaan (3.1) berikut sesuai pemaparan Sutrasno Kartohardjono (1994):

$$Q = (Q / F)$$

(3.1)

$Q$  = *Stage Cut*, rasio laju alir *permeate gas* dan gas umpan

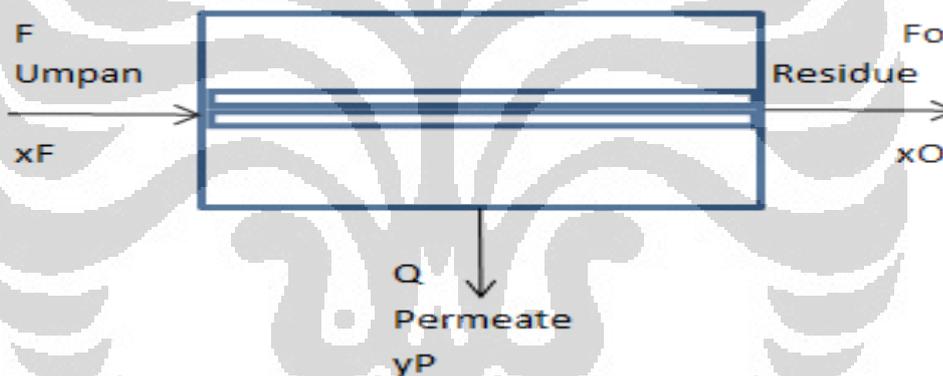
$Q$  = Laju alir *permeate gas* ( $\frac{\text{std ft}^3}{\text{day}}$ )

$$F = \text{Laju alir gas umpan} \left( \frac{\text{std ft}^3}{\text{day}} \right)$$

### 3.4.2. Penentuan Komposisi Aliran Permeate

Dengan menggunakan persamaan (3.1), dihitung jumlah dan komposisi aliran permeate. Diasumsikan jumlah fraksi mol  $\text{CO}_2$  dalam aliran permeate membrane tahap-1 dan aliran permeate membrane tahap-2 masing-masing adalah 96% dan 90%. Sedangkan  $\text{CH}_4$  yang terbawa dalam aliran permeate membrane tahap-1 dan aliran permeate membrane tahap-2 masing-masing ditetapkan sebesar 3% dan 10%.

Neraca massa sekitar membrane untuk sistem pada Gambar 3.2 adalah sebagai berikut:



Gambar 3.2 Neraca Massa Keseluruhan Sistem Membrane

Laju alir dan komposisi untuk permeate dan residue didapatkan dengan menggunakan neraca massa keseluruhan dan neraca komponen dengan persamaan (3.3) dan (3.2):

$$F = F_O + Q \quad (3.2)$$

$$x_F \cdot F = x_O \cdot F_O + y_P \cdot Q \quad (3.3)$$

### 3.4.3. Penentuan Permeabilitas $\text{CO}_2$

Prinsip pemisahan pada *membrane* permeasi adalah berdasarkan kemudahan suatu komponen untuk larut pada *membrane* serta kecepatan suatu komponen berdifusi melewati *membrane*. Besaran yang sering digunakan untuk menyatakan kelarutan dan difusivitas suatu komponen dalam *membrane* adalah permeabilitas. Permeabilitas suatu komponen dapat ditentukan menggunakan persamaan (3.4) dan (3.5) yang dipaparkan Seader dan Henley (1998) sebagai berikut:

$$P = Q \cdot L / (A \cdot \Delta P) \quad (3.4)$$

$$\Delta P = x_F \cdot P_H + y_P \cdot P_L \quad (3.5)$$

$P$  = Permeabilitas (barrer atau  $10^{-10} \text{ cm}^3 \text{ (STP) cm}^{-2} \text{ s}^{-1} \text{ cmHg}^{-1}$ )

$Q$  = Laju alir *permeate* ( $\frac{\text{std ft}^3}{\text{day}}$ )

$L$  = Tebal *membrane* (cm)

$A$  = Luas permukaan *membrane* ( $\text{cm}^2$ )

$\Delta P$  = Beda tekanan umpan - *permeate* (psi)

$x_F$  = fraksi mol komponen A di umpan

$y_P$  = fraksi mol komponen A di *permeate*

$P_H$  = Tekanan total gas di umpan (cmHg)

$P_L$  = Tekanan total gas di *permeate* (cmHg)

#### 3.4.4. Penentuan Selektivitas $\text{CO}_2$

Selektivitas *membrane* merupakan ukuran kemampuan suatu *membrane* untuk memisahkan 2 macam gas. Untuk memisahkan gas  $\text{CO}_2$  dari gas  $\text{CH}_4$ , formulasinya merupakan perbandingan antara permeabilitas  $\text{CO}_2$  dan permeabilitas seperti dijelaskan Seader dan Henley (1998) dalam persamaan (3.6):

$$\alpha_{\text{CO}_2, \text{CH}_4} = P_{\text{CO}_2} / P_{\text{CH}_4} \quad (3.6)$$

#### 3.4.5. Penetapan Tebal dan Luas *Membrane*

*Cellulose acetate membrane* untuk separasi gas digunakan yang memiliki ketebalan (L) sebesar 50  $\mu\text{m}$ .

Sedangkan luas permukaan *membrane* (A) dihitung dengan menggunakan formula penurunan (3.4) dan (3.5) dapat diturunkan persamaan (3.7) dan (3.8) sebagai berikut:

$$P = Q \cdot L / (A \cdot \Delta P) \quad (3.4)$$

$$\Delta P = x_F \cdot P_H + y_P \cdot P_L \quad (3.5)$$

$$A = y_P \cdot Q \cdot L / (P \cdot \Delta P) \quad (3.7)$$

$$A = y_P \cdot Q \cdot L / [P \cdot (x_F \cdot P_H + y_P \cdot P_L)] \quad (3.8)$$

### 3.5. *Flowsheeting*

Proses *flowsheeting* merupakan landasan utama dalam pembuatan rancangan proses konseptual serta menjadi dasar untuk analisis tekno ekonomi sehingga dapat diperoleh indikator keekonomian yang diperlukan.

Rancangan proses konseptual dimulai dengan proses separasi *gas-liquid* dan pendinginan terhadap gas umpan dari *wellhead* agar siap sebagai gas umpan bagi proses pemisahan dalam *membrane*.

Dalam *Production Separator*, *liquid* yang terpisah dari gas selanjutnya akan dipisahkan lagi menjadi *condensate* dan air terproduksi. *Condensate* akan diproses dalam unit *Condensate Treatment* agar sesuai dengan spesifikasi *condensate* yang akan dijual. Sedangkan *produced water* akan diolah agar memudahkan proses injeksi ke dalam *injection well*.

Selanjutnya ditetapkan jenis *pre-treatment* yang sesuai untuk gas X seperti telah dijelaskan dalam bab 2.2.3 dan 2.2.4, yaitu *pre-treatment* yang bersifat standar yang terdiri dari:

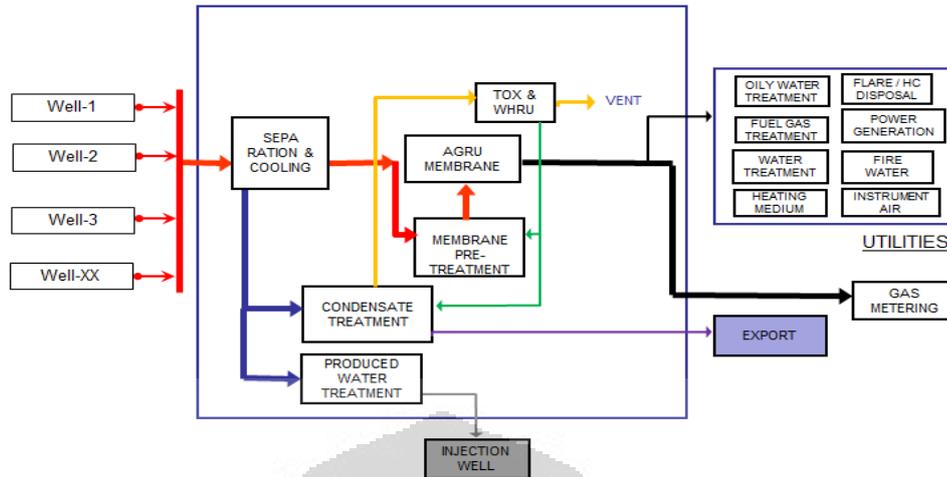
- *Filter Coalescer*
- Adsorben *non-regenerable guard bed*
- *After-Filter*
- *Heater*

Untuk mendapatkan memproses gas umpan menjadi gas jual dengan spesifikasi gas yang diinginkan dipilih konfigurasi membrane dua tahap, seperti telah dijelaskan di bab 2.2.6. Selanjutnya gas jual akan dikirim ke unit *Gas Metering* sebelum dikirim kepada pembeli. Sedangkan aliran *permeate* sebagian akan dibakar di unit *Thermal Oxidizer* dan sebagian lagi akan dipergunakan sebagai *low BTU fuel gas*.

Untuk menunjang operasi pemrosesan seperti telah dijelaskan di atas, diperlukan utilitas. Utilitas *fuel gas* untuk bahan bakar *power generation* dan kebutuhan *plant heating* lainnya dipasok dari *wellhead gas* yang terdapat di sekitar fasilitas pengolahan gas X. Sedangkan kebutuhan nitrogen untuk keperluan *purging* selama *shutdown* membrane unit dipasok oleh *supplier* dalam bentuk *nitrogen bottle*. Fasilitas unit Utilitas yang tersedia terdiri dari:

- *Fuel Gas Treatment*
- *Power Generation*
- *Instrument Air*
- Pengolahan Air
- *Fire Water*
- *Flare & Hydrocarbon Disposal*

Dari perancangan proses konseptual di atas dapat dibentuk BFD (*Block Flow Diagram*) yang mendeskripsikan pemrosesan gas secara sederhana dan mudah dimengerti. Selanjutnya BFD akan dikembangkan lebih lanjut menjadi PFD (*Process Flow Diagram*). Dalam PFD akan terlihat jelas jenis-jenis peralatan dan proses yang diperlukan dalam separasi gas. Gambar 3.3 memperlihatkan BFD untuk fasilitas pengolahan X. Dari proses *flowsheeting* akan dihasilkan data kondisi operasi serta neraca *massa* dan energi untuk setiap aliran proses.



Gambar 3.3. Block Flow Diagram Fasilitas Pengolahan Gas X

### 3.6. Sizing Peralatan

Data neraca *massa* dan energi dari hasil *flowsheeting* untuk seluruh aliran kemudian diolah untuk *sizing* (menentukan ukuran) masing-masing peralatan proses dalam fasilitas pengolahan gas X. Pengolahan data neraca *massa* dan energi tersebut menggunakan prinsip *gas processing* sehingga didapatkan ukuran peralatan yang sesuai agar pemrosesan gas dalam pabrik dapat berlangsung sesuai rancangan yang digambarkan dalam *process flow diagram* (PFD). Selanjutnya berdasarkan ukuran peralatan tersebut dilakukan proses pengadaan peralatan (*procurement*).

### 3.7. Penentuan Estimasi TCI

Penentuan estimasi TCI yang terkait langsung dengan terciptanya produksi gas pada prinsipnya menggunakan pendekatan ekonomi yang ada dalam literatur untuk proses perancangan pabrik seperti dipaparkan Peter dan Timmerhaus (1991) dan Perry dan Green (1985). Beberapa penyesuaian dengan kondisi aktual dilakukan melalui metoda persentase, seperti disajikan dalam Tabel 3.1, dari referensi pabrik sejenis mengaju ke penjelasan Sitawati (2011) untuk unit utama yang terdapat dalam suatu fasilitas pengolahan gas. Penyesuaian tersebut meliputi pembobotan komponen biaya mengikuti penjelasan Perry dan Green (1985) untuk fasilitas pengolahan gas sejenis dan disesuaikan dengan kapasitas dengan rumus *sixth to ten rule* dengan persamaan (3.9) sebagai berikut:

$$\frac{C_a}{C_b} = \left( \frac{A_a}{A_b} \right)^n \quad (3.9)$$

- A = kapasitas peralatan  
 C = harga peralatan  
 a = atribut yang diperlukan  
 b = atribut basis  
 n = eksponen harga (diambil = 0.6)

Tabel 3.1 Referensi Pembobotan Komponen Biaya Peralatan

Deskripsi	Persentase (%)
<b>Unit Proses</b>	
Manifold Perpipaan	0.4
Separasi & Pendinginan	11.6
Membrane & Pre-treatment	77.0
Thermal Oxidizer	7.8
Gas Metering	0.9
Pengolahan Condensate	1.3
Pengolahan Produced Water	1.0
Total	100.0
<b>Unit Utilitas</b>	
Sistem Fire Water	8.6
Sistem Flare Package	2.0
Sistem Closed & Open Drain	2.6
Sistem Nitrogen	8.8
Sistem Fuel Gas	1.7
Sistem Pembangkit Listrik	33.2
Sistem Instrument Air	4.6
Sistem Pengolahan Air	3.6
Bangunan	35.0
Total	100.0

Sumber: Sitawati (2011)

### 3.8. Penentuan Estimasi *Total Opex*

*Opex* yang diperhitungkan *fix cost* dan *variable cost*, yang secara proporsional langsung berkaitan dengan jumlah produk yang dihasilkan. Biaya operasi utama tersebut meliputi biaya elemen membrane (*spent material*), biaya utilitas, biaya pemeliharaan, biaya tenaga kerja, biaya *administration*, dan sebagainya.

### 3.9. Penentuan *Revenue* dari Penjualan Gas X

Nilai GHV gas X yang akan dijual ditetapkan berdasarkan kalkulasi GHV campuran *residue gas* yang dihasilkan untuk setiap kasus. Kondisi *availability gas plant* X juga dipertimbangkan untukantisipasi pabrik tidak beroperasi dalam rangka menjalankan program *maintenance*. Sedangkan harga jual gas X mengacu pada harga di Tabel 2.2. Formula perhitungan *revenue* akan didasarkan pada persamaan (3.10) sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Revenue} &= \text{Jumlah Gas Dijual} \times \text{GHV} \times \text{Harga Gas} \times \text{Availability} & (3.10) \\ \text{Revenue} &= (\$/\text{DAY}) \\ \text{Jumlah gas dijual} &= (\text{MMSCFD}) \\ \text{GHV} &= (\text{MMBTU/MMSCF}) \\ \text{Harga Gas} &= (\$/\text{MMBTU}) \\ \text{Availability} &= 0.95 \end{aligned}$$

### 3.10. Penentuan Indikator Ekonomi

Dengan basis umur pabrik sekitar 20 tahun dilakukan estimasi biaya dan perhitungan *revenue*. Dengan demikian akan didapatkan *cash flow* sehingga parameter investasi seperti diuraikan dalam bab 2.5 untuk menilai kelayakan keekonomian dapat diperhitungkan dan dianalisis. Tinjauan analisis keekonomian penjualan gas dengan spesifikasi yang telah ditentukan akan meliputi IRR, NPV dan PBP.

### 3.11. Analisa Sensitivitas

Analisa sensitivitas dilakukan untuk mengetahui dampak ketidakpastian suatu parameter yang mempengaruhi kelayakan serata untuk melihat pengaruh perubahan beberapa parameter penting dalam investasi. Pada analisis ini dilakukan sensitivitas terhadap perubahan *capex*, *opex* dan harga jual gas serta dilakukan analisa terhadap dampak yang ditimbulkan pada indikator ekonomi yang disebutkan di atas, yaitu IRR, PBP, NPV.

Secara teoritis, opsi spesifikasi gas yang memberikan nilai IRR terbesar, PBP terendah dan NPV positif tertinggi adalah opsi spesifikasi yang terbaik. Hal tersebut dapat digunakan sebagai acuan awal untuk menentukan opsi spesifikasi terbaik. Faktor lain yang pada akhirnya akan menentukan opsi terbaik adalah hasil analisa sensitivitas, mengingat tiga faktor variabel ketidakpastian, yaitu *capex*, *opex* dan harga jual gas sangat berpengaruh terhadap keekonomian. Opsi yang paling tidak sensitif terhadap ketidakpastian, sekalipun dari sisi indikator ekonomi mungkin bukanlah yang terbaik, namun akan memiliki keunggulan karena memberikan tingkat pengembalian investasi yang lebih pasti dibandingkan opsi lainnya.

## BAB 4

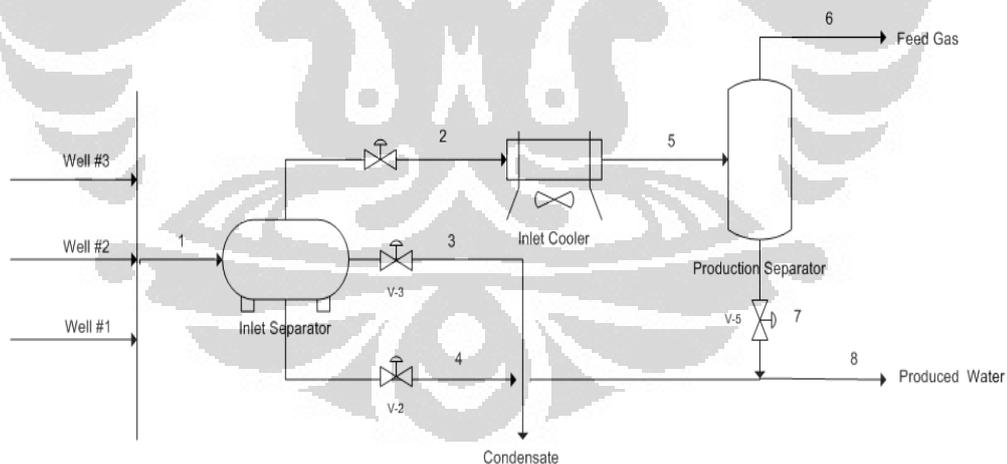
### PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

#### 4.1. Deskripsi Proses Utama

##### 4.1.1. Separasi dan Pendinginan *Well Fluid*

*Well fluid* mengalir dari sumur gas dengan tekanan 850 psig dan temperatur 250°F dan memasuki fasilitas pengolah gas di suatu *piping manifold*. Proses awal pengolahan *well fluid* berlangsung dalam suatu *separator* pemisah gas-cair yaitu *Inlet Separator* dan *Production Separator*. *Inlet Separator* berfungsi menampung dan memisahkan gas dan cairan dari *well fluid*. Sedangkan *Production Separator* berfungsi untuk memisahkan *feed gas* dari cairan yang terkumpul sesudah pendinginan dalam *Inlet Cooler*.

Pendinginan menyebabkan temperatur fasa gas berubah dari 250°F menjadi 120°F sehingga sebagian fasa gas akan terkondensasi. Proses pendinginan dilakukan menggunakan udara, yang biasa disebut *aerial cooler*. Proses separasi dan pendinginan *well fluid* dapat dilihat dalam Gambar 4.1.



Gambar 4.1. Separasi dan *Cooling Well Fluid*

##### 4.1.2. *Pre-Treatment Membrane*

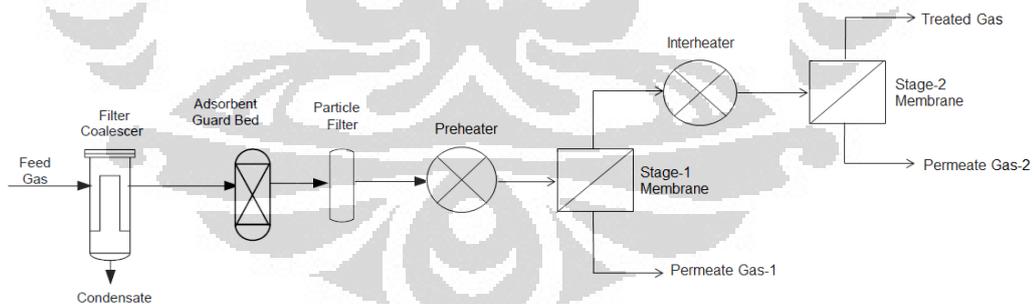
Gas umpan akan dialirkan ke dalam suatu *Pre-Treatment Membrane* seperti telah dijelaskan dalam Bab 2. Dortmund dan Doshi (1999) menjelaskan mengenai skema *pre-treatment* untuk sistem *membrane* yang digunakan dalam

sistem penghilangan CO<sub>2</sub> untuk karakter gas X seperti dalam Gambar 2.8 dan secara garis besar terdiri dari:

- *Filter Coalescer* untuk memisahkan cairan dalam bentuk *mist elimination*
- Adsorben *non-regenerable guard bed* menghilangkan *trace contaminant*
- *Filter* untuk memisahkan partikel setelah *bed adsorbent*
- *Electric Heater* untuk menyediakan *margin superheat* kepada gas sebesar 20° F

#### 4.1.3. Membrane Separasi Gas

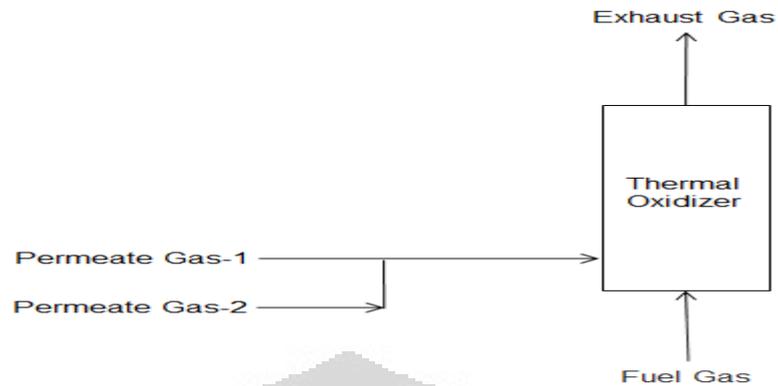
Gas umpan yang keluar dari *Pre-Treatment Membrane* akan berpermeasi ke dalam membrane dua tahap dan selanjutnya terpisah menjadi *gas residued* dan *gas permeate*. Dalam proses permeasi tersebut terjadi penurunan temperatur sebagai akibat proses penurunan tekanan atau yang dikenal sebagai proses Joule-Thompson. Penurunan tekanan adalah sebesar 50 psi dan membuat temperatur gas umpan turun dari 140° F menjadi 80° F. *PFD Membrane Unit* dapat dilihat di Gambar 4.2.



Gambar 4.2. *Process Flow Diagram* Membrane Unit

#### 4.1.4. Acid Gas Disposal

*Acid Gas* yang dilepaskan dari *gas permeate* akan dibakar di *Thermal Oxidizer* yang berfungsi untuk mengkonversi H<sub>2</sub>S menjadi SO<sub>2</sub> sehingga memenuhi standar peraturan tentang emisi sebelum di buang ke atmosfer melalui *vent stack*.



Gambar 4.3 *Process Flow Diagram Thermal Oxidizer Unit*

#### 4.1.5. Neraca Massa

Dari Gambar 4.2 dapat dilihat neraca *massa* untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 di sekitar *Membrane Unit* seperti disajikan dalam Tabel 4.1, Tabel 4.2, dan Tabel 4.3. Dari tabel-tabel tersebut dapat dilihat bahwa pada prinsipnya perhitungan neraca *massa* menghasilkan nilai yang sama antara *input* dan *output*. Persentase produk gas terhadap gas buang untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 masing-masing adalah 25.1%, 18.2%, 10.6%. Case-1 memberikan persentase produk terbesar. Namun untuk Case-1 terdapat sedikit selisih antara *input* dan *output* di *membrane* tahap kedua sebesar 2.7% yang disebabkan oleh pembulatan.

Tabel 4.1. Neraca Massa Case-1

	Case-1 LNG Arun - 15%					
	Feed Gas1	Residue1	Permeate1	Feed Gas2	Residue2	Permeate2
Temp (°F)	122	81	65	122	81	77
Pressure (psig)	735	709	75	704	679	20
Flow Rate (MMSCFD)	1040	350	690	350	100	250
Flow Rate (lb/hr)	4,481,335	1,260,176	3,223,917	1,260,176	265,470	998,145
LHV (BTU/lbmole)	186	464	44	464	953	261
MW	39	33	43	33	24	36
H2S	0.0003	0.0003	0.0002	0.0003	0.0002	0.0003
CO2	0.8088	0.5440	0.9447	0.5440	0.1387	0.7120
N2	0.0080	0.0171	0.0034	0.0171	0.0280	0.0125
C1	0.1610	0.3884	0.0443	0.3884	0.6995	0.2594
C2	0.0101	0.0261	0.0019	0.0261	0.0620	0.0112
C3	0.0015	0.0042	0.0001	0.0042	0.0126	0.0007
iC4	0.0050	0.0144	0.0002	0.0144	0.0454	0.0015
nC4	0.0004	0.0011	0.0000	0.0011	0.0037	0.0001
iC5	0.0003	0.0009	-	0.0009	0.0029	0.0001
nC5	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0010	-
nC6	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0020	-
nC7	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0020	-
nC8	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0010	-
H2O	0.0041	0.0018	0.0052	0.0018	0.0010	0.0021

Tabel 4.2. Neraca Massa Case-2

	Case-2 Fertilizer - 20%					
	Feed Gas1	Residue1	Permeate1	Feed Gas2	Residue2	Permeate2
Temp (°F)	122	81	65	122	81	90
Pressure (psig)	735	709	75	704	684	20
Flow Rate (MMSCFD)	664	225	439	225	102	123
Flow Rate (lb/hr)	2,861,160	810,490	2,050,670	810,490	275,873	534,618
LHV (BTU/lbmole)	186	464	44	464	844	148
MW	39	33	43	33	25	40
H2S	0.0003	0.0003	0.0002	0.0003	0.0003	0.0003
CO2	0.8088	0.5440	0.9447	0.5440	0.1946	0.8338
N2	0.0080	0.0171	0.0034	0.0171	0.0284	0.0076
C1	0.1610	0.3884	0.0443	0.3884	0.6760	0.1497
C2	0.0101	0.0261	0.0019	0.0261	0.0510	0.0055
C3	0.0015	0.0042	0.0001	0.0042	0.0089	0.0003
iC4	0.0050	0.0144	0.0002	0.0144	0.0310	0.0006
nC4	0.0004	0.0011	0.0000	0.0011	0.0025	0.0000
iC5	0.0003	0.0009	-	0.0009	0.0019	0.0000
nC5	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0006	-
nC6	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0013	-
nC7	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0013	-
nC8	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0006	-
H2O	0.0041	0.0018	0.0052	0.0018	0.0015	0.0021

Tabel 4.3. Neraca Massa Case-3

	Case-3 Power Generation - 30%					
	Feed Gas1	Residue1	Permeate1	Feed Gas2	Residue2	Permeate2
Temp (°F)	122	81	65	122	81	117
Pressure (psig)	735	709	75	704	679	20
Flow Rate (MMSCFD)	505	171	334	171	101	70
Flow Rate (lb/hr)	2,176,033	616,412	1,559,621	616,412	297,701	318,711
LHV (BTU/lbmole)	186	464	44	464	727	82
MW	39	33	43	33	27	42
H2S	0.0003	0.0003	0.0002	0.0003	0.0004	0.0002
CO2	0.8088	0.5440	0.9447	0.5440	0.2934	0.9071
N2	0.0080	0.0171	0.0034	0.0171	0.0258	0.0044
C1	0.1610	0.3884	0.0443	0.3884	0.5989	0.0833
C2	0.0101	0.0261	0.0019	0.0261	0.0422	0.0028
C3	0.0015	0.0042	0.0001	0.0042	0.0070	0.0001
iC4	0.0050	0.0144	0.0002	0.0144	0.0241	0.0003
nC4	0.0004	0.0011	0.0000	0.0011	0.0019	0.0000
iC5	0.0003	0.0009	-	0.0009	0.0015	0.0000
nC5	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0005	-
nC6	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0010	-
nC7	0.0002	0.0006	-	0.0006	0.0010	-
nC8	0.0001	0.0003	-	0.0003	0.0005	-
H2O	0.0041	0.0018	0.0052	0.0018	0.0018	0.0017

#### 4.1.6. Neraca Energi

Sesuai skema aliran dalam Gambar 4.2 dapat dilihat neraca energi pada Case-1, Case-2 dan Case-3 untuk fasilitas pengolahan gas X secara keseluruhan, yang hasilnya disajikan dalam Tabel 4.4, Tabel 4.5, dan Tabel 4.6.

Dari hasil perhitungan Case-3 memberikan nilai efisiensi energi terbesar. Adapun nilai efisiensi energi yang didasarkan perbandingan antara energi yang keluar dan energi yang masuk ke dalam sistem berturut-turut adalah sebesar 31.3%, 39.9%, dan 43.9% untuk Case-1, Case-2 dan Case-3.

Tabel 4.4. Neraca Energi Case-1 (15% CO<sub>2</sub>)

<i>Input</i>	Energi (MMBTU/hr)	<i>Output</i>	Energi (MMBTU/hr)
<i>Raw Gas</i>	17460	<i>Inlet Cooler</i>	24.7
<i>Membrane Preheater</i>	36.2	<i>Thermal Oxidizer</i>	1729
<i>Membrane Interheater</i>	19.7	<i>Sales Gas</i>	3996
<i>Fuel Gas</i>	867		
Efisiensi Energi (%)			31.3
Total	18383		5750

Tabel 4.5 Neraca Energi Case-2 (20% CO<sub>2</sub>)

<i>Input</i>	Energi (MMBTU/hr)	<i>Output</i>	Energi (MMBTU/hr)
<i>Raw Gas</i>	11150	<i>Inlet Cooler</i>	15.8
<i>Membrane Preheater</i>	23.1	<i>Thermal Oxidizer</i>	1028
<i>Membrane Interheater</i>	12.6	<i>Sales Gas</i>	3617
<i>Fuel Gas</i>	501		
Efisiensi Energi (%)			39.9
Total	11687		4660

Tabel 4.6. Neraca Energi Case-3 (30% CO<sub>2</sub>)

<i>Input</i>	Energi (MMBTU/hr)	<i>Output</i>	Energi (MMBTU/hr)
<i>Raw Gas</i>	8478	<i>Inlet Cooler</i>	12.0
<i>Membrane Preheater</i>	17.7	<i>Thermal Oxidizer</i>	735
<i>Membrane Interheater</i>	9.6	<i>Sales Gas</i>	3129
<i>Fuel Gas</i>	330		
Efisiensi Energi (%)			43.9
Total	8835		3876

#### 4.1.7. Daftar Peralatan

Fasilitas pengolahan gas X memiliki unit utama, yaitu separasi dan pendinginan, *pretreatment membrane*, *membrane unit*, *condensate treatment*, pengolahan air terproduksi, *gas metering* dan utilitas. Daftar peralatan Unit Proses dan Unit Utilitas berikut jumlah dan jenis material dasar diberikan dalam Tabel 4.7 di bawah ini.

Tabel 4.7. Daftar Peralatan Fasilitas Pengolahan Gas X

Deskripsi	Jumlah	Jenis Material
<b>Unit Proses</b>		
<b>Separasi &amp; Pendinginan</b>		
<i>Inlet Separator</i>	1	<i>Carbon Steel Alloy 825 Cladded</i>
<i>Inlet Cooler</i>	1	<i>Carbon Steel Alloy 825 Cladded</i>
<i>Production Separator</i>	1	<i>Carbon Steel Alloy 825 Cladded</i>
<b>Membrane Pretreatment</b>		
- <i>Filter Coalescer</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Guard Bed</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>After Filter</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Preheater</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Membrane Unit</b>		
- <i>1st Stage Membrane Skid</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Interheater</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>2nd Stage Membrane Skid</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Incinerator</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Pengolahan Condensate</b>		
- <i>HP Condensate Separator</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>LP Condensate Separator</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Tangki Condensate</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Pengolahan Produced Water</b>		
- <i>H2S Stripper</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Tangki Produced Water</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Pompa Injeksi Produced Water</i>	2	<i>Casing: Carbon Steel; Impeller: Stainless Steel 316</i>
<b>Sistem Metering</b>		
- <i>Gas Metering</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Unit Utilitas</b>		
<b>Sistem Fire Water</b>		
- <i>Tangki Fire Water</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Pompa Fire Water</i>	2	<i>Casing: Carbon Steel; Impeller: Stainless Steel 316</i>
- <i>Pompa Fire Water Jockey</i>	1	<i>Casing: Carbon Steel ; Impeller: Stainless Steel 316</i>
<b>Sistem Flare Package</b>		
- <i>Flare KO Drum</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Pompa Flare KO Drum</i>	2	<i>Stainless Steel 304</i>
<b>Sistem Closed Drain</b>		
- <i>HC Closed Drain Drum</i>	1	<i>Stainless Steel 304</i>
- <i>Pompa HC Closed Drain</i>	2	<i>Stainless Steel 304</i>
<b>Sistem Fuel Gas</b>		
- <i>HP Fuel Gas Scrubber</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>LP Fuel Gas Scrubber</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Sistem Pembangkit Listrik</b>		
- <i>Generator Gas Turbin</i>	3	<i>Casing: Carbon Steel; Impeller: Stainless Steel 316</i>
- <i>Emergency Diesel Generator</i>	1	<i>Casing: Carbon Steel; Impeller: Stainless Steel 316</i>
<b>Sistem Instrument Air</b>		
- <i>Air Compressors</i>	2	<i>Casing: Carbon Steel ; Impeller : Stainless Steel 316</i>
- <i>Utility Air Receiver</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Instrument Air Pre-Filter</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Air Dryer Package</i>	2	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Instrument Air After-Filter</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
- <i>Instrument Air Receiver</i>	1	<i>Carbon Steel</i>
<b>Sistem Pengolahan Air</b>	1 Paket	

## 4.2. Estimasi Biaya

Seperti telah dijelaskan sebelumnya, estimasi biaya keseluruhan pada dasarnya meliputi *capex* dan *opex*. Penjelasan cara perhitungan masing-masing biaya dijelaskan dalam sub bab di bawah ini.

### 4.2.1. Perhitungan TCI

Disamping metoda perhitungan biaya *capex* seperti yang disampaikan sub bab 2.6.1, perhitungan *capex* dalam kajian ini juga menggunakan pendekatan *fixed capital investment* yang mengacu pada metoda estimasi *capex* seperti dipaparkan Perry dan Green (1985). Sedangkan estimasi harga *membrane*, sebagai unit *processing* utama menggunakan data hasil kalkulasi luas permukaan *membrane*, harga *membrane* per meter persegi dan *chemical plant cost index* untuk tahun 2011 (Economic Indicator, Chemical Engineering, 2011, Chemical Plant Cost Index). Pendekatan persentase terhadap gas plant sejenis juga digunakan untuk perkiraan biaya *equipment cost* unit di luar membran yang mengacu pada *website* untuk *chemical plant cost index* untuk tahun 2011 (Economic Indicator, Chemical Engineering, 2011, Chemical Plant Cost Index).

Tabel 4.8. Estimasi Harga Membrane Tahun 2011

Uraian	Case-1: LNG Arun - 15%		Case-2: Fertilizer - 20%		Case-3: Power Plant - 30%	
	Jumlah	USD	Jumlah	USD	Jumlah	USD
<b>Membrane Pretreatment</b>						
- Filter Coalescer	3	6,247,088	2	3,604,089	2	3,604,089
- Guard Bed	3	7,399,983	2	3,666,477	2	3,666,477
- After Filter	3	5,800,867	2	3,346,654	2	3,346,654
- Preheater	3	22,745,477	2	4,619,114	2	3,813,821
Subtotal		42,193,415		15,236,335		14,431,042
<b>Membrane Unit</b>						
- 1st Stage Membrane Skid	1	1,348,174	1	860,757	1	654,539
- Interheater	1	3,572,510	1	1,257,765	1	1,038,452
- 2nd Stage Membrane Skid	1	1,393,574	1	567,510	1	225,954
Subtotal		6,314,258		2,686,032		1,918,945
<b>Total Equipment Cost</b>		<b>48,507,673</b>		<b>17,922,367</b>		<b>16,349,987</b>

Tabel 4.9. Total Capital Investment Gas Plant X Tahun 2011

Uraian	Pembobotan	Case-1: LNG Arun - 15% USD	Case-2: Fertilizer - 20% USD	Case-3: Power Plant - 30% USD
<b>Process Unit</b>				
Manifold		348,236	266,044	225,750
Cooling		30,286,104	23,137,917	19,633,523
Membrane+Pretreatment		48,507,673	17,922,367	16,349,987
Thermal Oxidizer		20,329,530	15,531,313	13,178,991
Metering		2,274,714	1,737,832	1,474,625
Condensate Treatment		3,485,682	2,662,984	2,259,657
Produced Water Treatment		387,547	296,077	251,234
<b>Utility Unit</b>				
Fuel Gas		550,646	420,681	356,966
Instrument Air		1,445,658	1,104,451	937,174
Power Generation		9,132,245	6,976,834	5,920,146
Emergency Power Generation		1,389,068	1,061,217	900,489
Water Treatment		1,131,061	864,106	733,231
Fire Water		2,728,041	2,084,164	1,768,503
Nitrogen		2,774,279	2,119,488	1,798,478
Open Drain		346,785	264,936	224,810
Closed Drain		462,380	353,248	299,746
Flare		646,137	493,635	418,870
Total Equipment Cost	1	126,225,786	77,297,294	66,732,180
<i>Perry 25-72</i>				
Installed	0.41	51,752,572	31,691,891	27,360,194
- Piping	0.34	42,916,767	26,281,080	22,688,941
- Instrumentation	0.13	16,409,352	10,048,648	8,675,183
- Electrical	0.13	16,409,352	10,048,648	8,675,183
- Building & service	0.3	37,867,736	23,189,188	20,019,654
- Site Preparation	0.15	18,933,868	11,594,594	10,009,827
- Auxiliaries	0.52	65,637,409	40,194,593	34,700,734
Total Physical Plant	2.98	376,152,843	230,345,937.36	198,861,897
Field Expense	0.3	37,867,736	23,189,188	20,019,654
Engineering	0.3	37,867,736	23,189,188	20,019,654
Direct Plant Cost	3.58	451,888,314	276,724,314	238,901,205
Owner Cost	0.1	12,622,579	7,729,729	6,673,218
Contractor's Fee, Ovhd, Profit	0.12	15,147,094	9,275,675	8,007,862
Contingency	0.2	25,245,167	15,459,459	13,346,436
Total Fixed Capital Investment	4.0	504,903,144	309,189,178	266,928,721

#### 4.2.2. Perhitungan Opex

##### a. Biaya Bahan Langsung

Biaya bahan langsung (*direct material*) utama yang terkait dengan proses produksi adalah elemen *membrane* yang perlu diganti sesuai jumlah yang rusak saat *maintenance*. Perhitungan biaya bahan langsung dapat dilihat dalam Tabel 4.13. Biaya bahan langsung untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 masing-masing adalah 135, 610 USD/tahun, 113, 008 USD/tahun dan 90,407 USD/tahun.

### b. Biaya Tenaga Kerja Langsung

Biaya tenaga kerja langsung adalah biaya atau gaji yang dibayarkan kepada orang yang terlibat langsung di lapangan, seperti *operator* lapangan, laboran penginspeksi, dan sebagainya. Perincian biaya tenaga kerja langsung dapat dalam Tabel 4.10 di bawah ini. Biaya total tenaga kerja langsung adalah 539,778 USD/tahun.

Tabel 4.10. Biaya Tenaga Kerja Langsung

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Tahun (Rp)
1	Engineer Produksi	5	9,000,000	630,000,000
2	Kepala Pabrik	3	8,000,000	336,000,000
3	Supervisor Produksi	5	5,000,000	350,000,000
4	Operator Produksi	24	4,000,000	1,344,000,000
5	Engineer Pemeliharaan	6	9,000,000	756,000,000
6	Supervisor Pemeliharaan	5	5,000,000	350,000,000
7	Operator Pemeliharaan	15	4,000,000	840,000,000
8	Engineer HSE	2	9,000,000	252,000,000
				4,858,000,000
Total			USD/year	539,778

### c. Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung

Biaya tenaga kerja tidak langsung adalah biaya atau gaji yang dibayarkan kepada orang yang tidak terlibat langsung di lapangan, seperti orang yang bekerja di belakang meja/di kantor. Biaya total tenaga kerja tidak langsung adalah 435,556 USD/tahun. Perincian biaya tenaga kerja tidak langsung dapat dalam Tabel 4.11 di bawah ini.

Tabel 4.11. Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung

No.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total Gaji/Tahun (Rp)
1	Presiden Direktur	1	50,000,000	700,000,000
2	Direktur Operasional	1	35,000,000	490,000,000
3	Direktur SDM	1	35,000,000	490,000,000
4	Direktur Keuangan	1	35,000,000	490,000,000
5	Manajer Litbang	1	10,000,000	140,000,000
6	Staff Litbang	2	5,000,000	140,000,000
7	Manajer Inspeksi	1	12,000,000	168,000,000
8	Manajer HSE	1	15,000,000	210,000,000
9	Manajer Humas	1	10,000,000	140,000,000
10	Manajer Personalia	1	10,000,000	140,000,000
11	Staff Personalia	4	4,000,000	224,000,000
12	Manajer TI	1	12,000,000	168,000,000
13	Manajer Keuangan	1	15,000,000	210,000,000
14	Manajer Pemasaran	1	15,000,000	210,000,000
				3,920,000,000
Total			USD/year	435,556

#### d. Biaya Asuransi

Biaya asuransi mengacu pada pemaparan Perry dan Green (1985), terdiri dari asuransi HSE untuk karyawan dan asuransi peralatan, yang besarnya masing-masing 1% dan 3% dari harga *direct plant cost*. Biaya asuransi untuk keperluan karyawan adalah 9,753 USD/tahun, seperti yang dapat dilihat dalam Tabel 4.12 di bawah ini. Biaya total asuransi peralatan untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 masing-masing adalah 3,786,774 USD/tahun, 2,318,919 USD/tahun dan 2,001,965 USD/tahun.

Tabel 4.12. Biaya Asuransi

Biaya Asuransi	USD
- Health Safety & Environment (HSE)	9,753
- Plant Equipment (Case-1)	3,786,774
- Plant Equipment (Case-2)	2,318,919
- Plant Equipment (Case-3)	2,001,965
Total	8,117,411

#### e. Biaya Utilitas

Biaya utilitas ditentukan dari konsumsi utilitas tersebut, yang besarnya berbeda untuk setiap case. Seperti telah dijelaskan dalam bab 3.5 sebelumnya, beberapa utilitas seperti *fuel gas* dan nitrogen dipasok

dari luar fasilitas pengolahan gas X, sehingga biaya pengadaannya turut diperhitungkan dalam biaya utilitas yang diperlukan untuk menunjang operasi pabrik dapat dilihat dalam Tabel 4.13 di bawah ini. Biaya total utilitas untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 masing-masing adalah 39,494,374 USD/tahun, 24,330,880 USD/tahun dan 17,270,525 USD/tahun.

Tabel 4.13. Estimasi Konsumsi dan Biaya Utilitas dan Biaya Langsung

No	Description	Unit Price	Consumption	USD/year
<b>Utilities - Case-1</b>				
1	Fuel Gas (USD/MMBTU)	5	6,916,692	34,583,458
2	Instrument Air (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	500	3,328,800
3	Water (USD/ton)	0.785	300	678,050
4	Nitrogen (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	400	904,066
5	Elemen Membrane (USD/elemen)	10,000	60	135,610
				39,494,374
<b>Utilities - Case-2</b>				
1	Fuel Gas (USD/MMBTU)	5	3,997,001	19,985,006
2	Instrument Air (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	300	3,328,800
3	Water (USD/ton)	0.785	250	565,042
4	Nitrogen (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	200	452,033
5	Elemen Membrane (USD/elemen)	10,000	50	113,008
				24,330,880
<b>Utilities - Case-3</b>				
1	Fuel Gas (USD/MMBTU)	5	2,630,133	13,150,667
2	Instrument Air (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	250	3,328,800
3	Water (USD/ton)	0.785	200	452,033
4	Nitrogen (USD/Nm <sup>3</sup> )	1.57	150	339,025
5	Elemen Membrane (USD/elemen)	10,000	40	90,407
				17,270,525

#### f. Biaya Pemeliharaan

Biaya pemeliharaan mengacu pada pemaparan Perry dan Green (1985), besarnya masing-masing 60% dari harga *equipment cost*. Biaya pemeliharaan dapat dilihat dalam Tabel 4.14 di bawah ini, yang besarnya untuk Case-1, Case-2 dan Case-3 masing-masing adalah 75,735,472 USD/tahun, 46,378,377 USD/tahun dan 40,039,308 USD/tahun.

Tabel 4.14. Biaya Pemeliharaan

Biaya Pemeliharaan	USD
<i>Maintenance Cost (Case-1)</i>	75,735,472
<i>Maintenance Cost (Case-2)</i>	46,378,377
<i>Maintenance Cost (Case-3)</i>	40,039,308
<b>Total</b>	<b>162,153,156</b>

**g. Biaya Depresiasi**

Biaya depresiasi merupakan biaya yang disebabkan oleh penggunaan properti sehingga berkurang nilai gunanya seiring berjalannya waktu. Metoda depresiasi yang dipilih adalah *straight line* dan tergantung dari nilai sisa (*salvage value*) dan *life time* atau umur produksi barang yang terdepresiasi. Biaya depresiasi dihitung dalam kalkulasi *cash flow*, sehingga didapat nilai bersih (net) *cash flow*. Biaya depresiasi untuk dapat dilihat dalam Tabel 4.15 di bawah ini, untuk masing-masing Case-1, Case-2 dan Case-3 adalah 20,196,126 USD/tahun, 12,367,567 USD/tahun dan 10,677,149 USD/tahun.

Tabel 4.15. Biaya Depresiasi

Biaya Depresiasi	USD
Umur Produksi Pabrik	20 tahun
<i>Case-1 Depreciation</i>	20,196,126
<i>Case-2 Depreciation</i>	12,367,567
<i>Case-3 Depreciation</i>	10,677,149

**h. Biaya Administrasi**

Biaya administrasi bernilai 20% dari gaji pekerja langsung. Biaya ini digunakan untuk kegiatan perijinan, surat-menyurat, dan biaya administrasi lainnya yang terkait proses produksi. Besarnya biaya administrasi adalah 107,956 USD/tahun.

#### **i. Biaya Pajak**

Biaya pajak bernilai 35% dari pendapatan kotor setelah dipotong biaya operasi dan pemeliharaan dan biaya depresiasi. Besarnya biaya pajak dapat dilihat dalam perhitungan *cash flow*, yang besarnya masing-masing adalah 43,768,058 USD/tahun untuk Case-1, 38,049,622 USD/tahun untuk Case-2, dan 71,759,450 USD/tahun untuk Case-3.

#### **4.3. Capital Budgeting**

Keperluan modal untuk membangun fasilitas pengolahan gas X adalah 100% modal perusahaan sendiri, sehingga tidak diperlukan pinjaman dari bank ataupun biaya bunga pinjaman yang harus dibayar.

#### **4.4. Cost Breakdown**

Penentuan *cost breakdown* biaya pemrosesan gas X, biaya produksi dalam 1 MMSCFD gas jual terdiri dari biaya investasi dan biaya operasional. Dari Tabel 4.16 dapat dilihat bahwa beban terbesar yang ditanggung oleh harga gas adalah berasal dari biaya operasional, yaitu sebesar dari total biaya produksi keseluruhan. Penjelasan untuk biaya investasi dan biaya operasional diberikan dalam sub bab 4.4.1 dan 4.4.2.

##### **4.4.1. Biaya Investasi**

Total investasi selama 20 tahun masing-masing adalah USD 504,903,144 untuk Case-1, USD 309,189,178 untuk Case-2, dan USD 266,928,721 untuk Case-3. Untuk mengubah biaya investasi menjadi *Opex* digunakan A/P untuk investasi selama 20 tahun dengan MARR = 15% dapat dilihat dalam Tabel 4.16.

##### **4.4.2. Biaya Operasional**

Biaya operasional per tahun untuk tiap 100 MMSCFD produksi gas ditinjau untuk semua case. Dari Tabel 4.16 biaya operasional masing-masing adalah 1,207,789 USD/MMSCFD untuk Case-1, 745,556 USD/MMSCFD untuk Case-2, dan 607,885 USD/MMSCFD untuk Case-3.

Sesuai Tabel 4.16 *cost breakdown* untuk Case-1 pemrosesan gas X terdiri dari 40% *capex* dan sisanya 60% *opex*. Untuk Case-2 *cost breakdown* pemrosesan gas X terdiri dari 39.9% *capex* dan sisanya 60.1% *opex*. Sedangkan untuk Case-3 *cost breakdown* pemrosesan gas X terdiri dari 41.2% *capex* dan sisanya 58.8% *opex*.

Tabel 4.16. *Cost Breakdown* Pemrosesan Gas X

	Capex	Annual Capex	Opex	Total Capex+Opex	Persentase (%)	
	(USD)	(USD/MMSCFD)	(USD/MMSCFD)	(USD/MMSCFD)	Capex	Opex
Case-1	504,903,144	806,835	1,207,789	2,014,624	40.0	60.0
Case-2	309,189,178	494,084	745,556	1,239,640	39.9	60.1
Case-3	266,928,721	426,552	607,885	1,034,437	41.2	58.8

#### 4.5. *Net Cash Flow*

Jumlah gas umpan X yang akan dijual sesuai hasil pemrosesan dengan target spesifikasi gas diatur agar menghasilkan gas jual pada flow rate 100 MMSCFD. Sedangkan harga jual gas X mengacu pada harga di Tabel 2.1 dengan beberapa penyesuaian agar didapat NPV yang positif pada nilai MARR = 15%, pajak pendapatan 35%, umur manfaat pabrik 20 tahun dan depresiasi *straight line*.

Tabel 4.17, 4.18, 4.19 memperlihatkan *cash flow* untuk masing-masing *case*. Dari aliran kas Case-1, Case-2, Case-3, nilai NPV pada MARR = 15% ternyata dicapai oleh Case-2, yaitu sebesar USD 40,928,630. Sedangkan nilai IRR terbesar dicapai oleh Case-2, yaitu sebesar 17.9% serta nilai PBP tersingkat, yaitu 7.7 tahun.

Tabel 4.17. *NetCash Flow* untuk Case-1

	Gross Income	O&M	1st Cost	Depreciation	Taxable Income	Tax	Net Income	PV (P/F, 15%, n)	PV (15%)
0	0	\$ 1,156,376	\$ 201,961,258	0	0	0	(\$203,117,633)	1.0000	(\$203,117,633)
1	0	\$ 20,903,563	\$ 302,941,887	0	0	0	(\$323,845,449)	0.8696	(\$281,616,003)
2	\$133,013,300	120,778,879		\$ 20,196,126	(\$7,961,705)	(\$2,786,597)	(\$5,175,108)	0.7561	(\$3,912,899)
3	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.6575	\$53,443,926
4	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.5718	\$46,477,926
5	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.4972	\$40,414,175
6	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.4323	\$35,138,873
7	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.3759	\$30,554,482
8	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.3269	\$26,571,588
9	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.2843	\$23,108,910
10	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.2472	\$20,093,290
11	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.2149	\$17,467,832
12	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.1869	\$15,191,893
13	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.1625	\$13,208,575
14	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.1413	\$11,485,364
15	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.1229	\$9,989,747
16	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.1069	\$8,689,210
17	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.0929	\$7,551,241
18	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.0808	\$6,567,710
19	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.0703	\$5,714,233
20	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.0611	\$4,966,424
21	\$266,026,600	120,778,879		\$ 20,196,126	\$125,051,595	\$43,768,058	\$81,283,537	0.0531	\$4,316,156
	\$100,980,629				\$100,980,629	\$35,343,220	\$65,637,409	0.0531	\$3,485,346
	<b>NPV</b>								<b>(\$104,209,636)</b>
	<b>PBP (tahun)</b>								<b>19.22</b>
	<b>IRR (%)</b>								<b>11.99</b>

Tabel 4.18. *NetCash Flow* untuk Case-2

	Gross Income	O&M	1st Cost	Depreciation	Taxable Income	Tax	Net Income	PV (P/F, 15%, n)	PV (15%)
0	0	\$ 1,156,376	\$ 123,675,671	0	0	0	(\$124,832,047)	1.0000	(\$124,832,047)
1	0	\$ 13,321,816	\$ 185,513,507	0	0	0	(\$198,835,322)	0.8696	(\$172,907,196)
2	\$97,818,175	74,555,578		\$ 12,367,567	\$10,895,030	\$3,813,260	\$7,081,769	0.7561	\$5,354,526
3	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.6575	\$46,461,306
4	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.5718	\$40,405,437
5	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.4972	\$35,133,933
6	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.4323	\$30,547,867
7	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.3759	\$26,562,441
8	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.3269	\$23,099,925
9	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.2843	\$20,089,657
10	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.2472	\$17,468,038
11	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.2149	\$15,185,604
12	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.1869	\$13,207,024
13	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.1625	\$11,482,832
14	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.1413	\$9,984,764
15	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.1229	\$8,684,554
16	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.1069	\$7,553,937
17	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.0929	\$6,564,647
18	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.0808	\$5,709,618
19	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.0703	\$4,967,650
20	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.0611	\$4,317,545
21	\$195,636,350	74,555,578		\$ 12,367,567	\$108,713,205	\$38,049,622	\$70,663,583	0.0531	\$3,752,236
	\$61,837,836				\$61,837,836	\$21,643,242	\$40,194,593	0.0531	\$2,134,333
	<b>NPV</b>								<b>\$40,928,630</b>
	<b>PBP (tahun)</b>								<b>7.66</b>
	<b>IRR (%)</b>								<b>17.89</b>

Tabel 4.19. *NetCash Flow* untuk Case-3

	Gross Income	O&M	1st Cost	Depreciation	Taxable Income	Tax	Net Income	PV (P/F, 15%, n)	PV (15%)
0	0	\$ 1,156,376	\$ 106,771,488	0	0	0	(\$107,927,864)	1.0000	(\$107,927,864)
1	0	\$ 9,791,638	\$ 160,157,232	0	0	0	(\$169,948,871)	0.8696	(\$147,787,538)
2	\$71,612,544	60,788,489		\$ 10,677,149	\$146,906	\$51,417	\$95,489	0.7561	\$72,199
3	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.6575	\$30,668,195
4	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.5718	\$26,670,835
5	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.4972	\$23,191,219
6	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.4323	\$20,164,047
7	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.3759	\$17,533,345
8	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.3269	\$15,247,807
9	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.2843	\$13,260,788
10	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.2472	\$11,530,308
11	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.2149	\$10,023,719
12	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.1869	\$8,717,697
13	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.1625	\$7,579,592
14	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.1413	\$6,590,747
15	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.1229	\$5,732,504
16	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.1069	\$4,986,205
17	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.0929	\$4,333,194
18	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.0808	\$3,768,806
19	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.0703	\$3,279,048
20	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.0611	\$2,849,927
21	\$143,225,088	60,788,489		\$ 10,677,149	\$71,759,450	\$25,115,807	\$46,643,642	0.0531	\$2,476,777
	\$53,385,744				\$53,385,744	\$18,685,010	\$34,700,734	0.0531	\$1,842,609
	NPV								(\$35,195,835)
	PBP (tahun)								13.99
	IRR (%)								13.10

#### 4.6. Analisis Sensitivitas

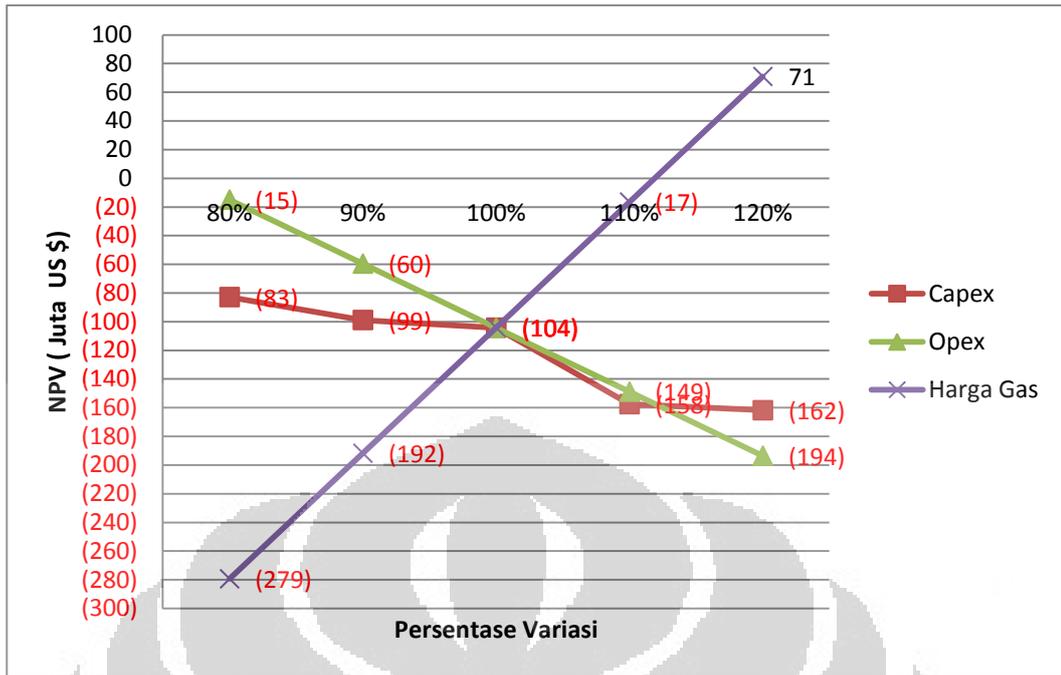
Hasil analisis sensitivitas menunjukkan bahwa *capex*, *opex* dan harga jual gas ternyata sangat berpengaruh terhadap parameter keekonomian seperti NPV, PBP dan IRR. Ketidakpastian yang diterapkan terhadap ketiga parameter tersebut adalah perubahan sebesar -20%, -10%, 0%, +10%, dan +20%. Tabel 4.20 di bawah ini menyajikan ringkasan analisa sensitivitas secara keseluruhan untuk setiap *case*.

Tabel 4.20. Ringkasan Analisa Sensitivitas

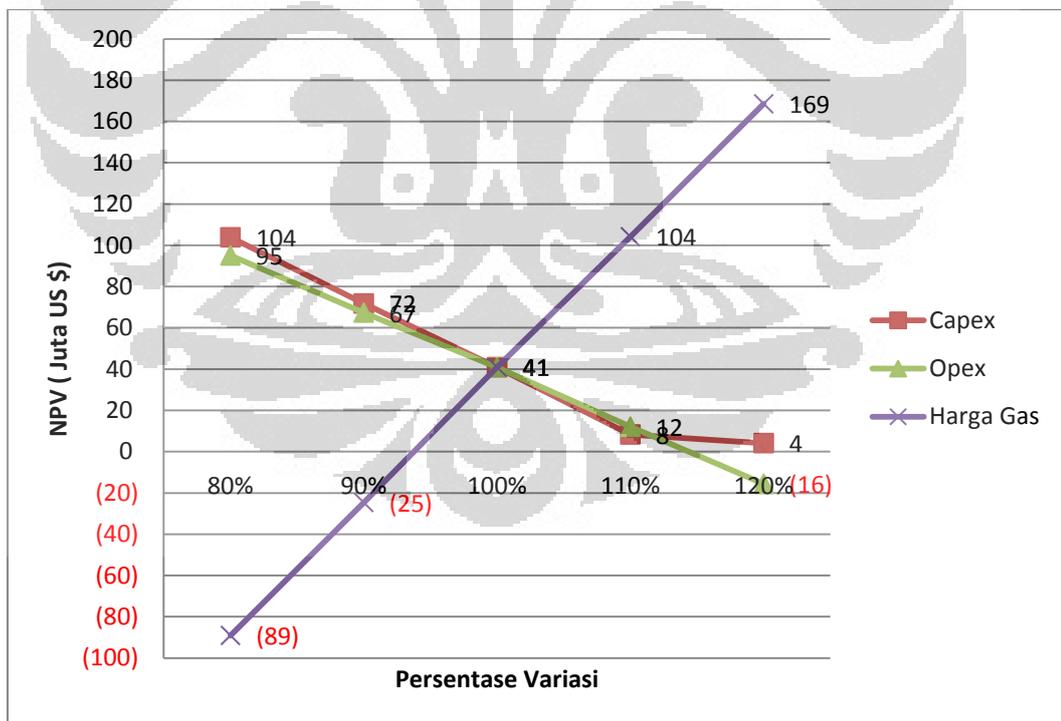
Persentase Variasi	Case-1: 15% CO2				Case-2: 20% CO2				Case-3: 30% CO2			
	PBP (i%)		IRR	NPV(15%)	PBP (i%)		IRR	NPV(15%)	PBP (i%)		IRR	NPV(15%)
	Capex				Capex				Capex			
+20%	12.5	8%	10.9	(\$161,797,300)	11.7	15%	15.3	\$4,104,829	12.9	10%	10.3	(\$90,541,433)
+10%	12.5	10%	11.4	(\$157,546,079)	9.4	15%	15.6	\$8,266,819	10.7	10%	11.8	(\$62,868,634)
0%	19.2	15%	12.0	(\$104,209,636)	7.7	15%	17.9	\$40,928,630	14.0	15%	13.1	(\$35,195,835)
-10%	18.2	10%	12.2	(\$98,875,991)	6.3	15%	21.0	\$71,766,973	13.5	15%	13.4	(\$32,428,555)
-20%	15.7	10%	12.6	(\$82,875,058)	5.2	15%	23.5	\$103,820,961	12.5	15%	13.7	(\$25,427,770)
	Opex				Opex				Opex			
+20%	15.4	10%	8.9	(\$193,535,245)	10.2	15%	14.4	(\$15,588,064)	12.3	10%	10.1	(\$80,141,818)
+10%	10.4	10%	10.8	(\$148,872,441)	8.7	15%	15.9	\$12,062,460	10.3	10%	11.8	(\$57,668,826)
0%	19.2	15%	12.0	(\$104,209,636)	7.7	15%	17.9	\$40,928,630	14.0	15%	13.1	(\$35,195,835)
-10%	13.6	15%	13.4	(\$59,546,831)	6.8	15%	19.4	\$67,363,509	11.2	15%	14.4	(\$12,722,843)
-20%	10.9	15%	14.2	(\$14,884,026)	6.2	15%	22.0	\$95,014,033	9.5	15%	15.9	\$9,750,148
	Gas Price				Gas Price				Gas Price			
+20%	7.6	15%	18.1	\$70,946,933	4.7	15%	27.0	\$168,523,381	6.8	15%	20.1	\$55,586,564
+10%	10.5	15%	14.1	(\$16,631,351)	5.8	15%	22.4	\$104,118,183	9.0	15%	16.3	\$11,955,117
0%	19.2	15%	12.0	(\$104,209,636)	7.7	15%	17.9	\$40,928,630	14.0	15%	13.1	(\$35,195,835)
-10%	16.3	10%	7.8	(\$191,787,920)	11.5	15%	14.0	(\$24,692,214)	13.2	10%	9.9	(\$75,307,775)
-20%	15.9	5%	5.1	(\$279,366,205)	12.1	10%	10.3	(\$89,097,412)	16.7	8%	8.9	(\$111,804,419)

#### 4.6.1. Sensitivitas terhadap NPV

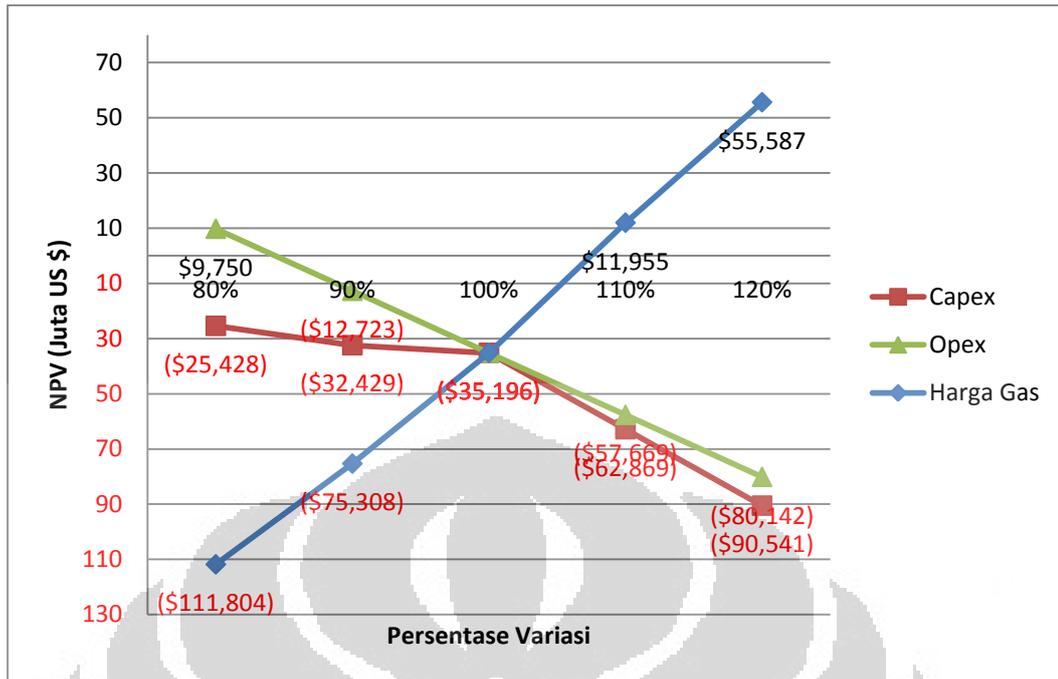
Dari Gambar 4.4, 4.5, 4.6 yang menyajikan sensitivitas NPV untuk Case-1, Case-2 dan Case-3, dapat dilihat bahwa secara umum pengaruh perubahan pada *capex* dan *opex* cukup besar, namun tidak sebesar pengaruh yang terjadi pada harga jual gas. Fluktuasi harga jual gas akan merubah secara drastis parameter keekonomian NPV. Khusus untuk Case-2, ini adalah *case* yang paling tidak sensitif terhadap perubahan *capex* dan *opex* dibandingkan case lainnya.



Gambar 4.4. Sensitivitas NPV untuk Case-1



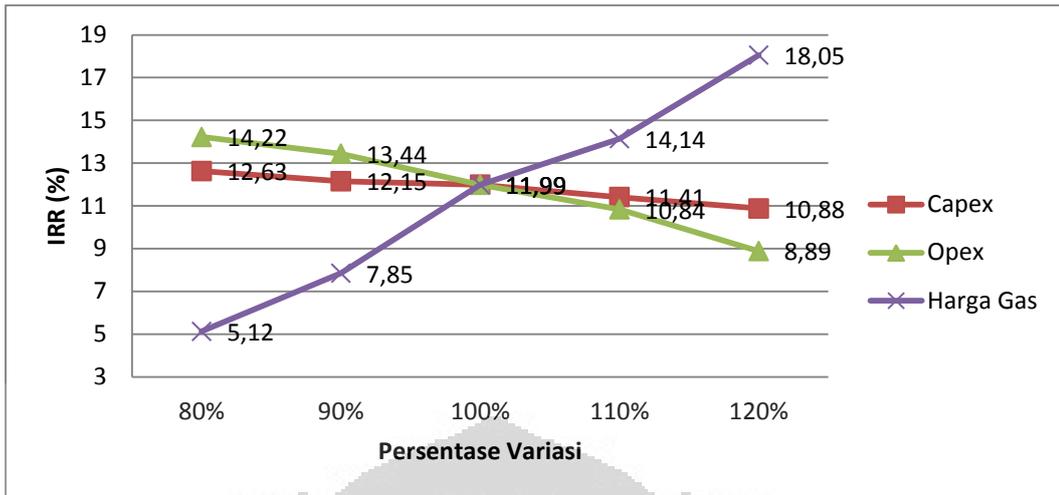
Gambar 4.5. Sensitivitas NPV untuk Case-2



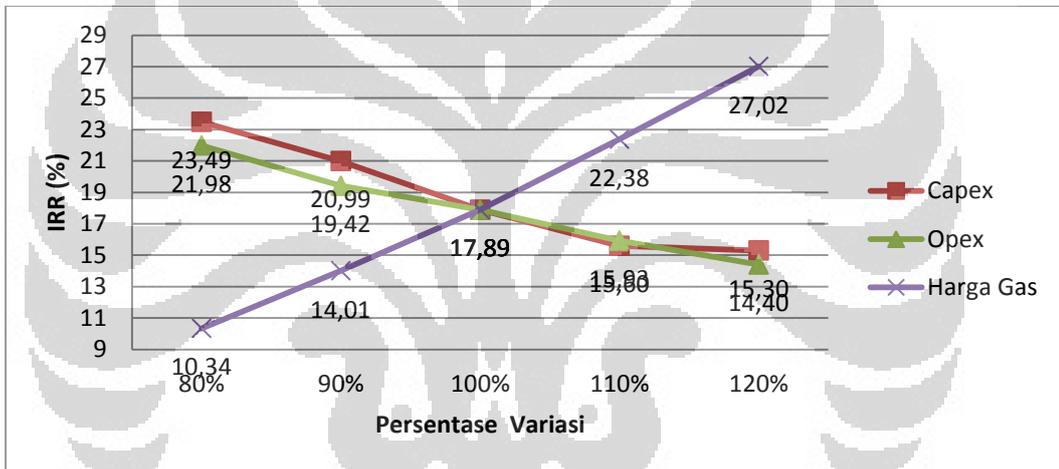
Gambar 4.6. Sensitivitas NPV untuk Case-3

#### 4.6.2. Sensitivitas terhadap IRR

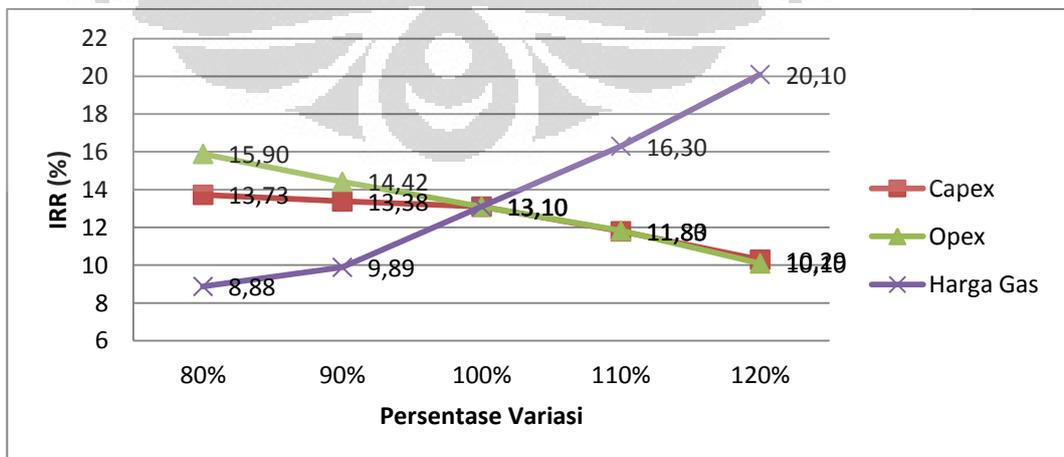
Dari Gambar 4.7, 4.8, 4.9 yang menyajikan sensitivitas IRR untuk Case-1, Case-2 dan Case-3, dapat dilihat bahwa secara umum pengaruh perubahan pada *capex* dan *opex* tidak terlalu dominan. Seperti halnya terhadap NPV, pengaruh harga jual gas ternyata cukup drastis menaikkan atau menurunkan tingkat IRR. Khusus untuk Case-2, ini adalah *case* yang memiliki nilai IRR rata-rata paling besar, pada semua fluktuasi yang terjadi pada harga jual, *capex* dan *opex*.



Gambar 4.7. Sensitivitas IRR untuk Case-1



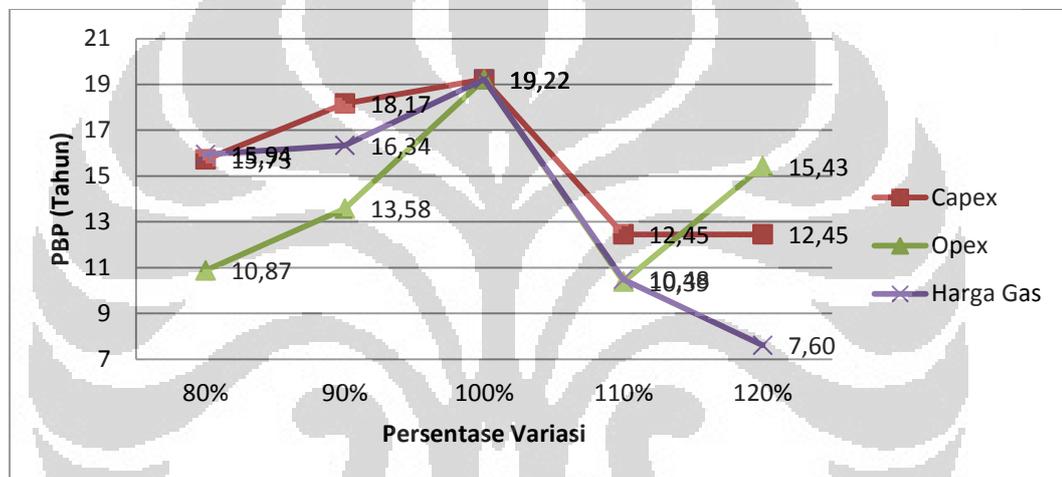
Gambar 4.8. Sensitivitas IRR untuk Case-2



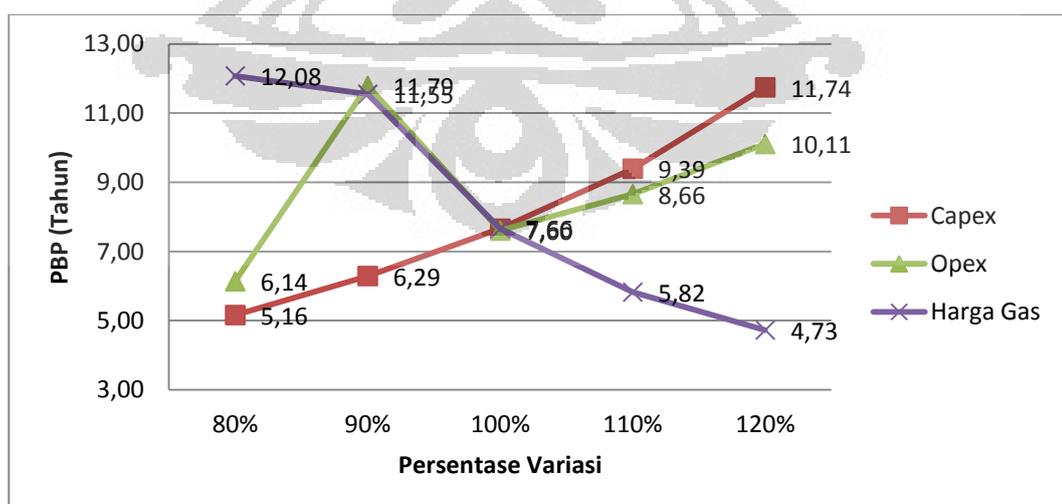
Gambar 4.9. Sensitivitas IRR untuk Case-3

### 4.6.3. Sensitivitas terhadap PBP

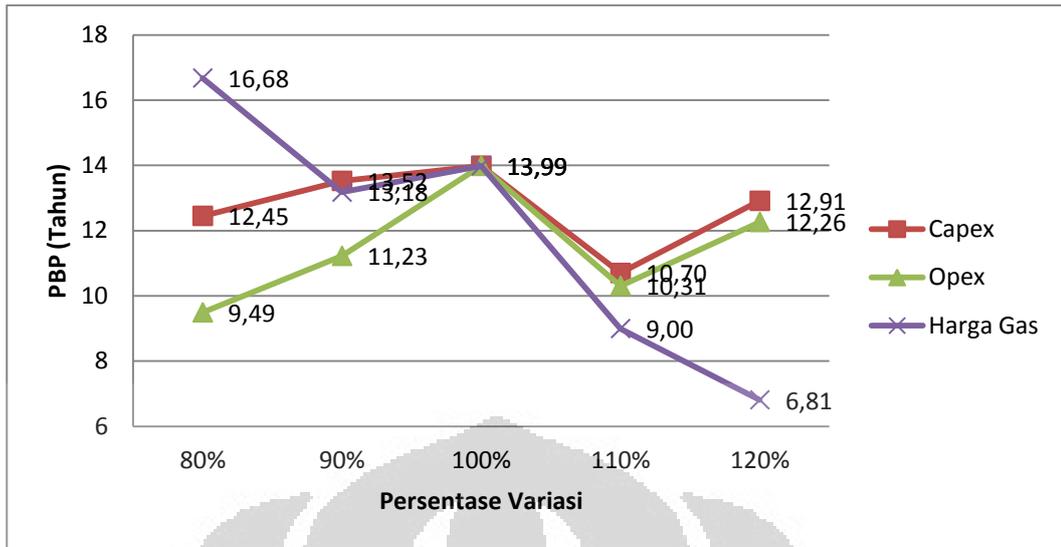
Dari Gambar 4.10, 4.11, 4.12 yang menyajikan sensitivitas PBP untuk Case-1, Case-2 dan Case-3, dapat dilihat bahwa secara umum pengaruh perubahan pada *capex* tidak dominan dibandingkan *opex* dan harga jual gas. Seperti halnya terhadap NPV, pengaruh harga jual gas ternyata cukup drastis mempersingkat atau memperlama PBP. Khusus untuk Case-2, ini adalah *case* yang memiliki nilai PBP rata-rata paling singkat pada semua fluktuasi yang terjadi pada harga jual, *capex* dan *opex*.



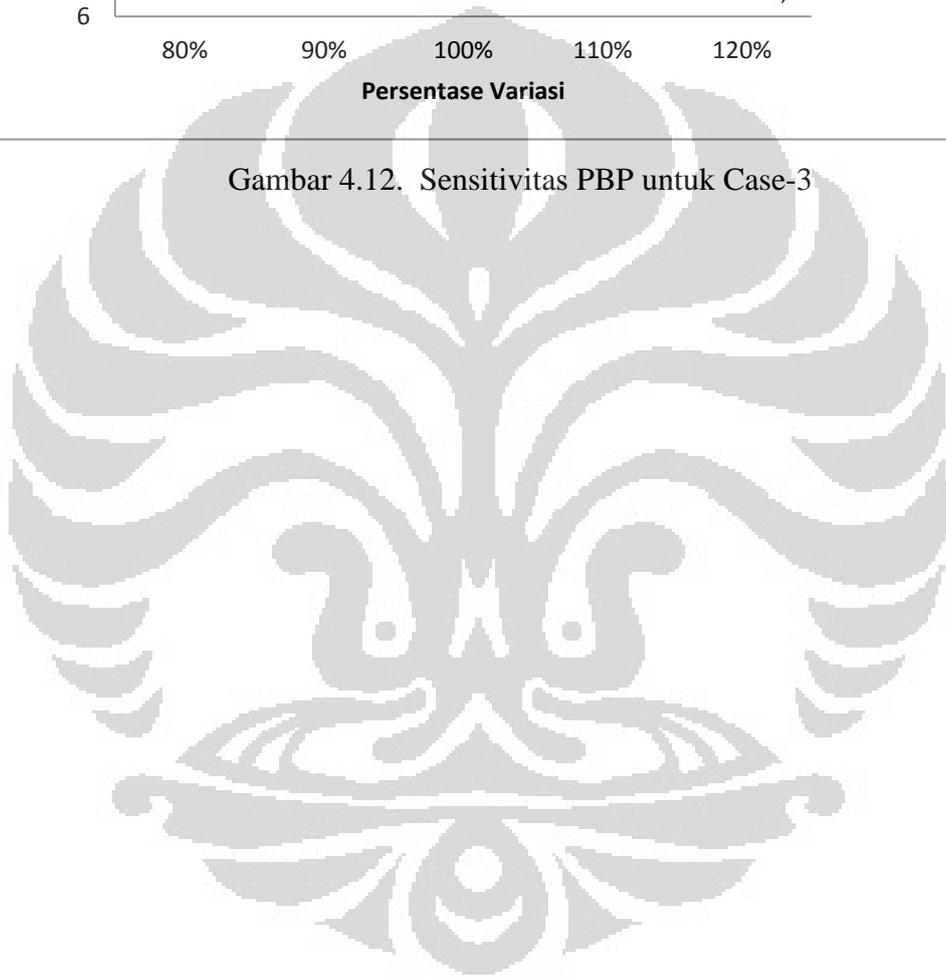
Gambar 4.10. Sensitivitas PBP untuk Case-1



Gambar 4.11. Sensitivitas PBP untuk Case-2



Gambar 4.12. Sensitivitas PBP untuk Case-3



## BAB 5

### KESIMPULAN DAN SARAN

#### 5.1. Kesimpulan

- Agar pengembangan ladang gas X yang berkadar CO<sub>2</sub> tinggi menjadi *cost effective*, diperlukan pemilihan teknologi pemrosesan dan pemilihan spesifikasi gas jual yang tepat bagi pembeli gas yang terdapat di Aceh.
- Opsi spesifikasi gas jual yang dipertimbangkan adalah Case-1: Arun LNG plant (15% mol kadar CO<sub>2</sub>), Case-2: fertilizer plant (20% mol kadar CO<sub>2</sub>), Case-3: power plant (30% mol kadar CO<sub>2</sub>).
- Membrane merupakan salah satu teknologi yang cukup memberikan prospek menjadi *cost effective* untuk proses *bulk CO<sub>2</sub> removal* pada pemrosesan gas X.
- Gas plant X terdiri dari beberapa unit proses, yaitu unit separasi dan pendinginan, unit *pre-treatment* membrane, unit membrane, unit *incinerator*, unit utilitas, unit *condensate treatment*, unit *produced water treatment* dan *gas metering*.
- Dari kajian neraca massa sistem membrane didapatkan bahwa Case-3 memberikan persentase *output* yang paling besar, yaitu 25.1%. Sedangkan dari kajian neraca energi sistem membrane, Case-2 menghasilkan efisiensi energi paling baik yaitu 43.9%.
- Total biaya investasi untuk gas plant X adalah sebesar USD 504,903,144 untuk Case-1, USD 309,189,178 untuk Case-2, dan USD 266,928,721 untuk Case-3.
- Dari analisa didapatkan Case-2 memberikan nilai parameter keekonomian terbaik, yaitu NPV sebesar USD 40,928,630; *Pay Back Period* 7.7 tahun dan IRR 17.9%.
- Case-2 paling tidak sensitif terhadap perubahan *capex* dan *opex* dibandingkan case lainnya untuk harga NPV dan memberikan tingkat IRR cukup besar berkisar 15.3% - 23.5% pada semua fluktuasi yang terjadi pada *capex* dan *opex*. Tingkat IRR pada fluktuasi harga jual pada Case-2 relatif tidak terlalu sensitif dibandingkan case lainnya. Nilai PBP rata-rata

Case-2 umumnya paling singkat dibandingkan case lainnya terhadap fluktuasi yang terjadi pada harga jual, *capex* dan *opex*.

## 5.2. Saran

- Berdasarkan analisa dan kesimpulan di atas dapat disarankan bahwa Case-2 yang mewakili pemrosesan gas dari ladang gas X menjadi gas jual dengan kandungan CO<sub>2</sub> 20% merupakan opsi terbaik spesifikasi gas jual untuk mengembangkan ladang gas X.
- Sebagai salah satu jenis gas rumah kaca, emisi CO<sub>2</sub> dalam jumlah besar seperti yang akan terjadi dalam proses pengolahan gas X akan berpotensi melanggar regulasi lingkungan hidup. Dengan demikian realisasi pengembangan ladang gas X perlu mempertimbangkan aspek *Health Safety and Environment* (HSE) dan regulasi lingkungan hidup yang berkaitan dengan emisi *acid gas*.
- Kesesuaian dengan aturan dan perundangan mengenai lingkungan dan keselamatan yang kemungkinan akan diberlakukan di waktu mendatang menjadi hal yang sangat penting sebelum dilakukan pengembangan ladang gas X.

## DAFTAR REFERENSI

Hadiwidjono, Saryono (2011). 5th International Indonesia Gas Conference & Exhibition 2011 Presentation Material: *“Longterm Infrastructure Development Plan to Meet Domestic Gas Demand”* .

BPH Migas Website (2011). *Neraca Gas Bumi Aceh 2010 – 2025*.  
<[http://www.bphmigas.go.id/p/bphmigaspages/gas/neraca\\_gas\\_bumi\\_aceh.html](http://www.bphmigas.go.id/p/bphmigaspages/gas/neraca_gas_bumi_aceh.html)>

Asamera & Aceh Gas & Oil (1993). *X Feasibility Study*.

Md Faudzi Mat Isa & M. Akkil Azhar (2005). World Gas Conference 2005 Technical Paper: *“Meeting Technical Challenges in Developing High CO<sub>2</sub> Gas Field Offshore”*.

Total E&P (2009). Presentation Material: *“Total: 50 Years Experience in Sour Gas Production”*.

David Dortmund & Kishore Doshi (1999). UOP Technical Paper: *“Recent Development in CO<sub>2</sub> Removal Membrane Technology”*.

Rameshni P.E., Mahin (2000). British Sulphur Conference: *“Strategies for Sour Gas Field Development”*.

Seader, J.D. and Henley, Ernest J. Henley (1998). *“Separation Process Principles”* United States: John Wiley & Sons.

*“Membrane Separation Process”*. *SMCheah*, 2003.  
<<http://www.separationprocesses.com/Membrane/Index6a.htm>>

Rakhmanto, Pri AGL NG (2011, Februari 23). Artikel Harian Indo Pos: *“ Defisit Gas dan Struktur Pasar Gas Domestik”*.

Nugraha, Anita & Hogue, Thomas, (2011). *“Indonesia's domestic gas price should give fair return: BPMigas”*. Platts Global Energy Website. 2011.  
<<http://www.platts.com/RSSFeedDetailedNews/RSSFeed/NaturalGas/8578885>>.

Peter, M.S. & Timmerhaus, K.D. (1991). *“Plant Design and Economic for Chemical Engineering”* 4th Edition, USA:Mc Graw Hill.

Favenec, J.P. (2001). *“Petroleum Refining, 5 Refinery Operation and Management”*. Translated by Robin Baker. Paris: Edition Technip.

Blank, Leland & Tarquin, Anthony (2000). *“Engineering Economy”* 6th Edition. USA: Mc Graw Hill.

Perry, Robert H. & Green, Don (1985), p.25-72. “*Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*” 6th Edition, USA:Mc Graw Hill.

Economic Indicator, Chemical Engineering, August 2011.  
<<http://www.che.com>>

Siti Sitawati (2011). Technical Presentation Material: “*Treatment Configuration – Approach for New Block Development*”. Presented at PT. Medco E&P Indonesia 1st COP Sour Gas Workshop, July 2011.

Kartohardjono, Sutrasno (1994). Thesis: “*Program Simulasi Pemisahan Gas Berbilang Komponen melalui Penelap Membrane Aliran Silang*”, Universiti Teknologi Malaysia.

