



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERBANDINGAN INVESTASI FLOWLINE DAN FASILITAS
PEMISAHAN GAS ASAM BERDASARKAN SKENARIO
WELLHEAD CLUSTER DALAM PENGEMBANGAN
LAPANGAN GAS BARU**

TESIS

**ALEX GEVAERT TAMBUNAN
0906651321**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
DEPOK
JUNI 2012**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERBANDINGAN INVESTASI FLOWLINE DAN FASILITAS
PEMISAHAN GAS ASAM BERDASARKAN SKENARIO
WELLHEAD CLUSTER DALAM PENGEMBANGAN
LAPANGAN GAS BARU**

TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

**ALEX GEVAERT TAMBUNAN
0906651321**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
DEPOK
JUNI 2012**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Alex Gevaert Tambunan

NPM : 0906651321

Tanda Tangan :

Tanggal : Juni 2012

HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh :

Nama : Alex Gevaert Tambunan
NPM : 0906651321
Program Studi : Teknik Kimia - Manajemen Gas
Judul Tesis : PERBANDINGAN INVESTASI FLOWLINE DAN FASILITAS PEMISAHAN GAS ASAM BERDASARKAN SKENARIO WELLHEAD CLUSTER DALAM PENGEMBANGAN LAPANGAN GAS BARU

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

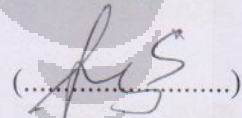
DEWAN PENGUJI

Pembimbing : **Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng**



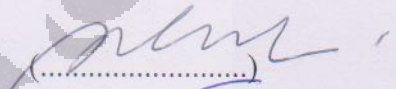
(.....)

Penguji : **Ir. Mahmud Sudibandriyo, M.Sc., PhD**



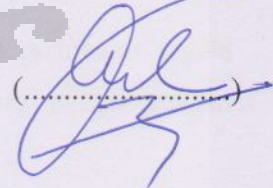
(.....)

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



(.....)

Penguji : **Dr. Ing. Donni Adinata, ST., M.Eng, Sc**



(.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : Juni 2012

KATA PENGANTAR

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

- (1) Bapak Dr. Ir. Asep Handaya Saputra M.Eng, selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini;
- (2) Keluarga tercinta, Kieky, Theresa, Darrel, dan Catherine, serta kedua orang tua dan mertua yang selalu sabar memberikan semangat dan dukungan moral, semenjak masa kuliah hingga tahap penulisan tesis ini.
- (3) Rekan-rekan kuliah Manajemen Gas angkatan 2009 ~ 2010 yang banyak membantu penulis dalam tahap awal pengerjaan tesis ini.
- (4) Rekan-rekan sekerja (khususnya sdr. Teguh Gumilar) atas bantuannya dalam tahap pengumpulan data dan analisa hasil perhitungan.

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

Depok, 18 Juni 2012

Penulis

**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI
TESIS UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

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

Nama : Alex Gevaert Tambunan

NPM : 0906651321

Program Studi : Manajemen Gas

Departemen : Teknik Kimia

Fakultas : Teknik

Jenis Karya : Tesis

demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul:

PERBANDINGAN INVESTASI FLOWLINE DAN FASILITAS PEMISAHAN GAS ASAM BERDASARKAN SKENARIO WELLHEAD CLUSTER DALAM PENGEMBANGAN LAPANGAN GAS BARU

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia / format-kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat, dan memublikasikan tesis saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis / pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 18 Juni 2012

Yang menyatakan



(Alex Gevaert Tambunan)

ABSTRAK

Nama : Alex Gevaert Tambunan
Program Studi : Teknik Kimia - Manajemen Gas
Judul : PERBANDINGAN INVESTASI FLOWLINE DAN FASILITAS PEMISAHAN GAS ASAM BERDASARKAN SKENARIO WELLHEAD CLUSTER DALAM PENGEMBANGAN LAPANGAN GAS BARU

Studi ini merupakan kajian mengenai pengaruh skenario *Wellhead Cluster*, *Flowline* dan fasilitas pemisahan gas asam atau *Acid Gas Removal Unit* (AGRU), terhadap investasi yang diperlukan dalam pengembangan suatu lapangan gas baru. Terdapat dua skenario *Wellhead Cluster*, dimana dalam Skenario-1 diasumsikan gas dari setiap *Wellhead Cluster* akan dialirkan langsung oleh *Flowline* menuju Separator dan fasilitas AGRU yang terdapat di CPP (*Central Processing Plant*), sedangkan dalam Skenario-2 diasumsikan Separator dan fasilitas AGRU terletak di salah satu *Wellhead Cluster*. Sweet gas, Produced Water dan Condensate hasil proses dialirkan dengan pipeline menuju CPP. Biaya investasi untuk masing-masing skenario akan dibandingkan dengan menggunakan variasi bebas : tekanan parsial H₂S, laju alir dan jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP.

Hasil penelitian menyarankan bahwa Skenario-2 lebih baik karena membutuhkan total biaya investasi yang lebih kecil dibanding Skenario-1, kecuali untuk kondisi dimana laju alir maksimum 10 MMSCFD dan jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP hingga 1 km, dimana Skenario-1 lebih baik dibandingkan dengan Skenario-2.

Kata Kunci:

Wellhead Cluster, *Flowline*, Investasi, Acid Gas Removal Unit (AGRU), *Central Processing Plant* (CPP)

ABSTRACT

Name : Alex Gevaert Tambunan
Study Program : Chemical Engineering – Gas Management
Title : INVESTMENT COMPARISON FOR FLOWLINE AND ACID
GAS REMOVAL FACILITY BASED ON WELLHEAD
CLUSTER SCENARIOS IN DEVELOPING NEW GAS FIELD

This study is about the influence of Wellhead Cluster scenario, Flowline and Acid Gas Removal Unit (AGRU) toward investment needed in developing new gas field. There are two scenarios, where in Scenario-1 it is assumed that gas from each Wellhead Cluster will go directly by Flowline to Separator and AGRU facility which is located in CPP (Central Processing Plant). Meanwhile in Scenario-2, it is assumed that Separator and AGRU facility are located in one of the Wellhead Clusters. Sweet gas, Produced Water and Condensate output from the process are delivered to CPP by pipeline. Investment cost for each scenario will be checked using free variation : H₂S partial pressure, flow rate and distance between Wellhead Cluster and CPP.

The study which results that Scenario-2 is better then Scenario-1, because it requires less investment cost compared to Scenario-1, except for condition where maximum flow rate is 10 MMSCFD and distance between Wellhead Cluster to CPP is up to 1 km, then Scenario-1 is better than Scenario-2.

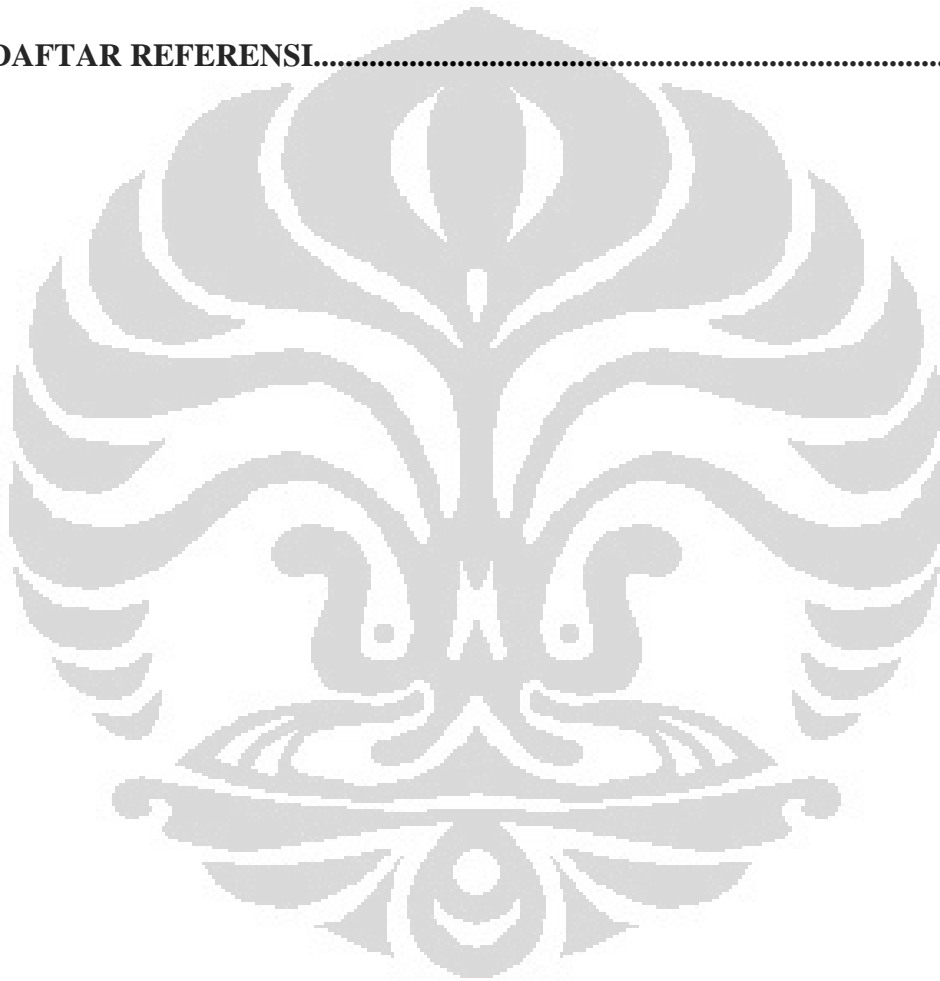
Keywords:

Wellhead Cluster, Flowline, Investasi, Acid Gas Removal Unit (AGRU), Central Processing Plant (CPP)

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH.....	v
ABSTRAK.....	vi
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR SINGKATAN.....	xiii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xiv
1. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Penelitian.....	3
1.3 Tujuan Masalah.....	4
1.4 Batasan Penelitian.....	4
1.5 Sistematika Penulisan.....	5
2. TINJAUAN PUSTAKA.....	7
2.1 Korosi pada pipa.....	7
2.1.1 Korosi akibat CO ₂	8
2.1.2 Korosi akibat H ₂ S.....	10
2.2 Pemilihan Material.....	13
2.2.1 Carbon Steel.....	13
2.2.2 Stainless Steel.....	14
2.2.3 Duplex dan Super-Duplex Stainless Steel.....	16
2.2.4 Corrosion Resistance Alloy.....	18
2.3 Laju Korosi.....	19
2.4 Fasilitas Pengolahan Gas.....	21
2.5 Perhitungan Biaya Investasi.....	24
2.5.1 Capex (Capital Expenditure).....	24
2.5.2 Opex (Operational Expenditure).....	25
2.5.3 Perkiraan biaya.....	25
3. METODE PENELITIAN.....	26
3.1 Metodologi.....	26
3.2 Penetapan Parameter.....	28
3.3 Pengumpulan Data.....	29
3.4 Perhitungan dan Simulasi Biaya Investasi.....	30
3.5 Sarana Penyajian Korelasi antar Parameter.....	30
4. PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN.....	32
4.1 Penetapan Parameter Skenario-1.....	32
4.2 Pengumpulan Data Skenario-1.....	38

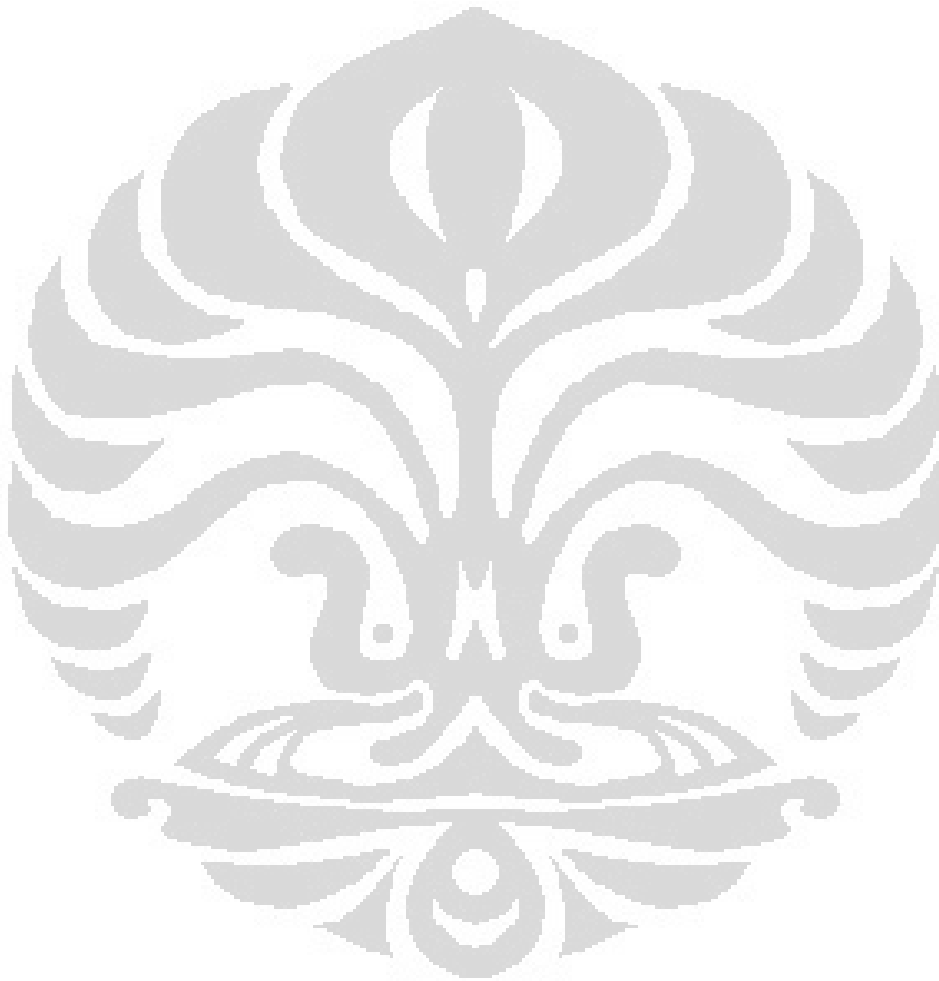
4.3 Penetapan Parameter Skenario-2.....	43
4.4 Pengumpulan Data Skenario-2.....	46
4.5 Perhitungan Biaya Investasi.....	51
4.6 Analisa Hasil Perhitungan.....	52
4.6.1 Pengaruh Skenario Wellhead Cluster.....	52
4.6.2 Pengaruh Komponen Biaya.....	53
4.6.3 Pengaruh Variasi Bebas.....	54
5. KESIMPULAN DAN SARAN.....	58
5.1 Kesimpulan.....	58
5.2 Saran.....	58
DAFTAR REFERENSI.....	59



DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Cadangan Gas di Indonesia per 1 Januari 2010.....	1
Gambar 2.1 Korosi pada bagian dalam pipa.....	8
Gambar 2.2 Proses korosi akibat CO ₂	9
Gambar 2.3 Proses korosi akibat H ₂ S.....	11
Gambar 2.4 Zona SSC untuk Carbon Steel berdasarkan ISO 15156.....	12
Gambar 2.5 Grafik tekanan parsial H ₂ S terhadap tekanan total.....	12
Gambar 2.6 Proses terjadinya Stress Corrosion Cracking (SCC).....	15
Gambar 2.7 Laju korosi terhadap tekanan parsial CO ₂	20
Gambar 2.8 Skema proses pengolahan gas.....	21
Gambar 2.9 Pemilihan proses Gas Sweetening.....	22
Gambar 2.10 Skema Gas Sweetening dengan adsorpsi larutan Amine.....	23
Gambar 3.1 Tahapan penelitian.....	26
Gambar 3.2 Skema untuk Skenario-1 dan Skenario-2.....	27
Gambar 3.3 Pemilihan material pipa berdasarkan tekanan parsial CO ₂ dan H ₂ S.....	29
Gambar 4.1 <i>Process Flow Diagram</i> AGRU.....	36
Gambar 4.2 <i>Process Flow Diagram</i> Skenario-1.....	37
Gambar 4.3 Model HYSIS Skenario-1.....	38
Gambar 4.4 <i>Process Flow Diagram</i> Skenario-2.....	46
Gambar 4.5 Model HYSIS Skenario-2.....	46
Gambar 4.6 (a) Pemilihan skenario berdasarkan laju alir ≤ 10 MMSCFD.....	52
Gambar 4.6 (b) Pemilihan skenario berdasarkan laju alir di atas 10 MMSCFD.....	52
Gambar 4.7 (a) Persentase komponen biaya Skenario-1.....	53

Gambar 4.7 (b) Persentase komponen biaya Skenario-2.....	53
Gambar 4.8 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk $pH_2S = 1.5$ psia.....	54
Gambar 4.9 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk $pH_2S = 5$ psia.....	55
Gambar 4.10 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk $pH_2S = 15$ psia.....	55



DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Komposisi Duplex dan Super-Duplex Stainless Steel.....	17
Tabel 4.1 Komposisi gas dari <i>Wellhead Cluster</i>	33
Tabel 4.2 Diameter pipa (Skenario-1).....	39
Tabel 4.3 Volume Separator (Skenario-1).....	39
Tabel 4.4 Total molar flow CO ₂ dan H ₂ S yang dihilangkan (Skenario-1).....	40
Tabel 4.5 Diameter pipa (Skenario-2).....	47
Tabel 4.6 Volume Separator (Skenario-2).....	47
Tabel 4.7 Total molar flow CO ₂ dan H ₂ S yang dihilangkan (Skenario-2).....	48
Tabel 4.8 Summary perhitungan biaya Skenario-1 dan Skenario-2.....	51

DAFTAR SINGKATAN

AGRU	:	Acid Gas Removal Unit
API	:	American Petroleum Institute
ASME	:	American Society of Mechanical Engineer
ASTM	:	American Society for Testing and Material
CAPEX	:	Capital Expenditure
CNG	:	Compressed Natural Gas
CS	:	Carbon Steel
CRA	:	Corrosion Resistance Alloy
CPP	:	Central Processing Plant
DEA	:	Di Ethanol Amine
ISO	:	International Organization for Standardization
LNG	:	Liquefied Natural Gas
MEA	:	Mono Ethanol Amine
MDEA	:	Methyl Di Ethanol Amine
MMSCFD	:	Million Metric Standard Cubic Feet per Day
NACE	:	National Association of Corrosion Engineer
OPEX	:	Operation Expenditure
PFD	:	Process Flow Diagram
PREN	:	Pitting Resistance Equivalent Number
SCC	:	Stress Corrosion Cracking
SS	:	Stainless Steel
SSC	:	Sulphide Stress Cracking

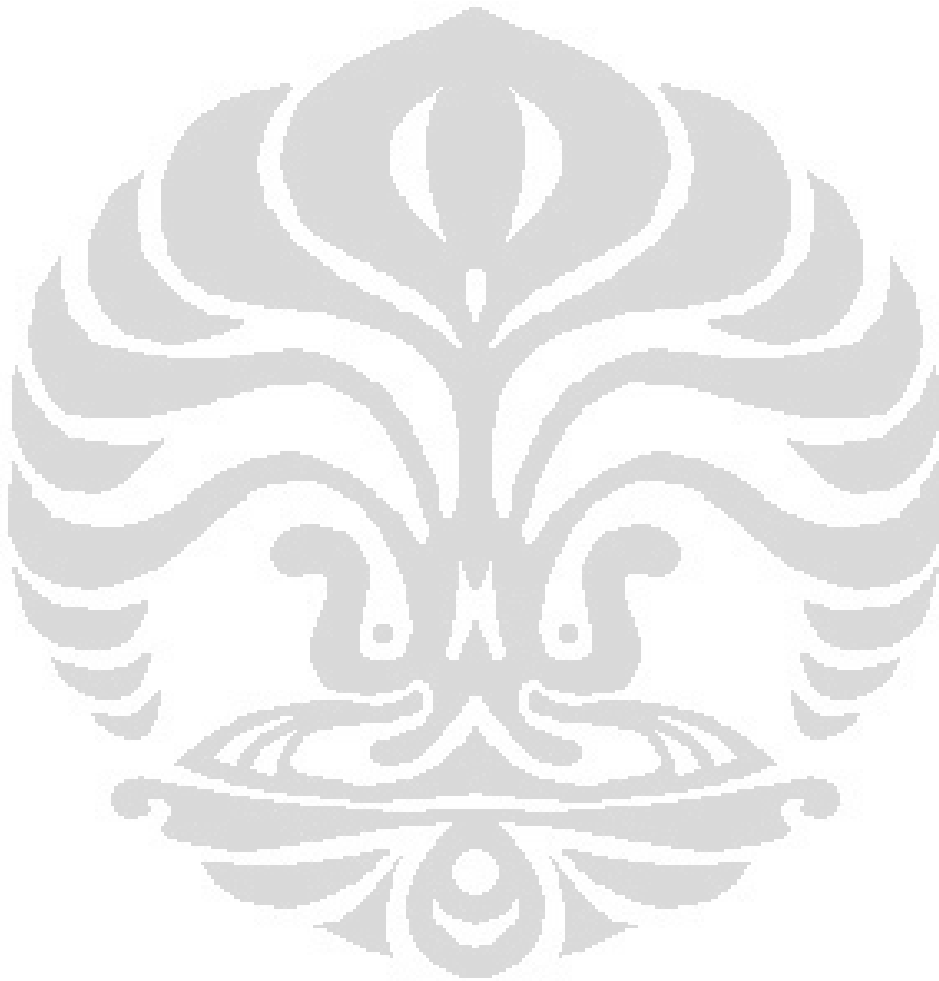
DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 : Tahapan analisa Model HYSYS

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2



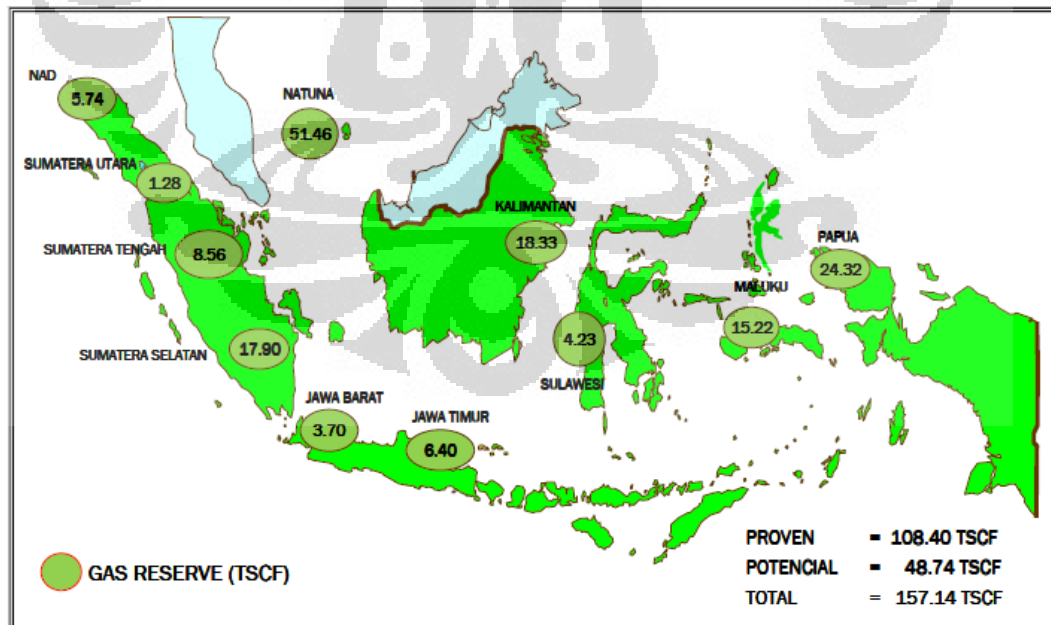
BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Krisis pasokan bahan bakar minyak dan cadangan minyak bumi yang mulai menipis di dunia menyebabkan harga jual minyak mentah semakin tinggi setiap tahun. Akibatnya setiap negara berusaha untuk mengembangkan sumber energi alternatif selain minyak bumi untuk mendukung ketahanan energi dalam negeri di masa depan. Gas alam merupakan salah satu sumber energi yang telah lama dikembangkan untuk menggantikan minyak bumi. Selain harganya lebih murah dan ramah lingkungan, teknologi yang diperlukan untuk menggunakan bahan bakar gas hasil pengolahan gas alam mirip dengan teknologi menggunakan bahan bakar minyak.

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. Saat ini sebagian besar gas alam dijual untuk ekspor dalam bentuk LNG, sedangkan sisanya untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri (listrik, pabrik, BBG, dll).



Gambar 1.1. Cadangan Gas di Indonesia per 1 Januari 2010

Sumber : Ditjen Migas Kementerian ESDM (2011)

Pemanfaatan gas alam sebagai pengganti bahan bakar minyak untuk transportasi dan pembangkit listrik, seperti yang sedang diprogramkan oleh pemerintah, akan semakin memacu pertumbuhan permintaan bahan bakar gas. Untuk mendukung hal tersebut, pemerintah terus berupaya mengembangkan potensi gas yang ada dengan membangun fasilitas pengolahan Gas alam, dan juga fasilitas pendukung untuk transmisi dan distribusi serta pemasaran gas alam sehingga dapat memenuhi kebutuhan gas alam di daerah-daerah yang membutuhkan.

Salah satu faktor penting yang perlu diperhatikan dalam mengolah cadangan gas alam di Indonesia adalah karakteristik tingkat keasaman gas yang cukup tinggi akibat tingginya kandungan CO_2 dan H_2S dalam gas. Hal ini menyebabkan potensi untuk terjadinya korosi pada fasilitas pengolahan gas relatif besar, terutama pada jalur pipa dari lapangan gas ke lokasi fasilitas pengolahan gas pusat atau CPP (*Central Processing Plant*), yang disebut dengan pipa *Flowline*. Sulitnya melakukan proses pengawasan korosi pada bagian dalam pipa akibat fluida gas yang bersifat asam, menyebabkan perlunya desain pipa yang mampu menahan korosi tersebut agar tidak terjadi kebocoran, setidaknya selama umur operasional pengolahan gas tersebut.

Secara umum, pada tahap awal akan dilakukan pengukuran kandungan gas alam dari sumur, terutama kandungan air, CO_2 dan H_2S dalam gas, yang akan diperlukan untuk menghitung laju korosi fluida terhadap pipa yang digunakan. Hasil yang diperoleh akan menjadi masukan untuk desain dari jalur pipa tersebut. Ada beberapa cara yang dapat dilakukan untuk mengatasi masalah korosi pada pipa, antara lain : menghindari desain yang memiliki kelemahan terhadap terjadinya proses korosi, menggunakan material yang lebih tahan korosi, menambahkan suatu proses atau tindakan tertentu untuk mencegah terjadinya korosi, dan melakukan tindakan inspeksi serta pemeliharaan yang efisien untuk mencegah terjadinya kegagalan akibat korosi.

Hingga saat ini studi mengenai hal-hal di atas masih terus dikembangkan, baik terhadap fasilitas yang telah beroperasi maupun fasilitas baru yang akan dibangun. Khususnya untuk fasilitas baru yang akan dibangun, penentuan lokasi CPP menjadi salah satu poin penting dalam menentukan besarnya investasi yang

diperlukan. Banyak faktor yang mempengaruhi hal tersebut, antara lain : *supply and demand*, kondisi geografis, topografi dan lingkungan. Namun faktor pengaruh dari keasaman gas belum mendapat perhatian khusus, terutama berkaitan dengan perbandingan biaya untuk jalur pipa *Flowline* dengan kondisi dimana lokasi sumur gas tersebar di beberapa tempat (*Wellhead Cluster*) dan terdapat unit pemisahan gas asam di satu atau beberapa *Wellhead Cluster*. Hal ini dapat menyebabkan membesarnya biaya *CAPEX* atau *OPEX* seiring dengan waktu, akibat pemilihan lokasi pengolahan gas yang terlalu jauh dari sumur, atau penempatan unit penghilangan gas asam yang tidak tepat.

Berdasarkan hal tersebut, penulis melakukan analisa investasi pengembangan *Wellhead Cluster* yang terdiri dari jalur pipa gas dengan keasaman gas dan material pipa tertentu, ditambah dengan unit separator dan unit penghilangan gas asam. Analisa dilakukan dengan cara perbandingan secara ekonomi terhadap total investasi berdasarkan beberapa skenario pengembangan *Wellhead Cluster* dengan variasi bebas dari beberapa faktor, antara lain : tekanan parsial H_2S , laju alir, jarak antara sumur dengan fasilitas pengolahan gas dan penempatan unit pemisahan gas asam. Data-data yang dijadikan sebagai referensi, diperoleh dari proyek-proyek pengembangan gas yang telah dilakukan di Indonesia. Dengan metode ini akan diperoleh gambaran secara garis besar lokasi pengolahan gas dan skenario pengembangan *Wellhead Cluster* yang sesuai dengan kondisi gas di lapangan, sehingga pihak pengelola memiliki basis investasi untuk pengembangan lapangan gas tersebut, setidaknya dari sisi kapasitas produksi dan material pipa yang akan digunakan.

1.2 Rumusan Penelitian

- Identifikasi komponen biaya investasi (*CAPEX*) yang diperlukan dalam pengembangan suatu *Wellhead Cluster*, yang meliputi jalur pipa dengan material tertentu, unit separator dan unit pemisahan gas asam.
- Perhitungan besarnya total biaya investasi pengembangan sistem *Wellhead Cluster* dan *Flowline* berdasarkan parameter laju alir dan jarak antara sumur gas dengan fasilitas pengolahan gas pusat (CPP).

- Perbandingan biaya investasi antara beberapa skenario pengembangan *Wellhead Cluster*.

1.3 Tujuan Masalah

Tujuan masalah dari penelitian ini adalah :

- Mendapatkan gambaran mengenai faktor-faktor yang mempengaruhi besarnya biaya investasi pengembangan suatu *Wellhead Cluster* dan pembangunan jalur pipa gas dari sumur (*Flowline*) ke fasilitas pengolahan gas pusat (CPP).
- Mendapatkan perkiraan besarnya investasi yang diperlukan dalam membangun unit pemisahan gas asam yang sesuai dengan kandungan H₂S dan CO₂ dalam gas serta terletak di *Wellhead Cluster*.
- Memberikan suatu panduan umum yang menjelaskan adanya hubungan ekonomi antara keasaman gas dengan penentuan lokasi fasilitas pengolahan gas pusat (CPP) serta skenario pengembangan *Wellhead Cluster*. Hal ini dapat membantu terutama dalam memperkirakan besarnya biaya investasi yang diperlukan untuk pengembangan suatu lapangan gas baru.

1.4 Batasan Penelitian

Batasan masalah dari tesis ini adalah sebagai berikut:

- Terdapat tiga *Wellhead Cluster* dan satu fasilitas pengolahan gas pusat (CPP) dalam ruang lingkup kerja. Pengeboran dan instalasi kepala sumur (*Wellhead*) tidak termasuk dalam ruang lingkup penelitian.
- *Flowline* yang dianalisa merupakan jalur pipa darat bawah tanah (*onshore, underground*) yang digunakan untuk mengalirkan gas dari sumur gas ke CPP. Asumsi-asumsi yang digunakan dalam pekerjaan yang berhubungan dengan *Flowline* dijelaskan lebih detail dalam Bab 3.
- Penelitian ini menggunakan asumsi proyek pengembangan lapangan gas baru yang nantinya gas akan diproses di CPP menjadi *feed gas* untuk kilang LNG. Selain itu CPP juga memiliki fasilitas Condensate Treatment

dan Produced Water Treatment untuk mengolah *liquid* keluaran dari Separator.

- Fasilitas pemisahan gas asam terdiri dari unit-unit peralatan yang diperlukan untuk menghilangkan kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas.
- Keasaman gas terutama dipengaruhi oleh kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas. Kandungan CO₂ dan H₂S diasumsikan tetap selama masa operasional yaitu 20 tahun. Selain itu diasumsikan tidak terdapat kandungan Sulfur organik atau Mercaptan dalam gas.
- Faktor erosi akibat aliran fluida dalam pipa dan korosi pada bagian luar pipa diabaikan.
- Material pipa yang akan digunakan, dibatasi pada material yang umum digunakan sebagai *Flowline*, yaitu : Stainless Steel, Duplex SS, dan CS + Incoloy 825 (Clad).
- Analisa keekonomian dilakukan berdasarkan perbandingan total biaya investasi untuk masing-masing skenario yang akan dijelaskan di Bab 3, dimana meliputi : biaya pengembangan *Wellhead Cluster* yang termasuk unit Separator dan unit pemisahan gas asam, serta biaya pembangunan jalur pipa *Flowline* dari *Wellhead Cluster* menuju CPP.

1.5 Sistematika Penulisan

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

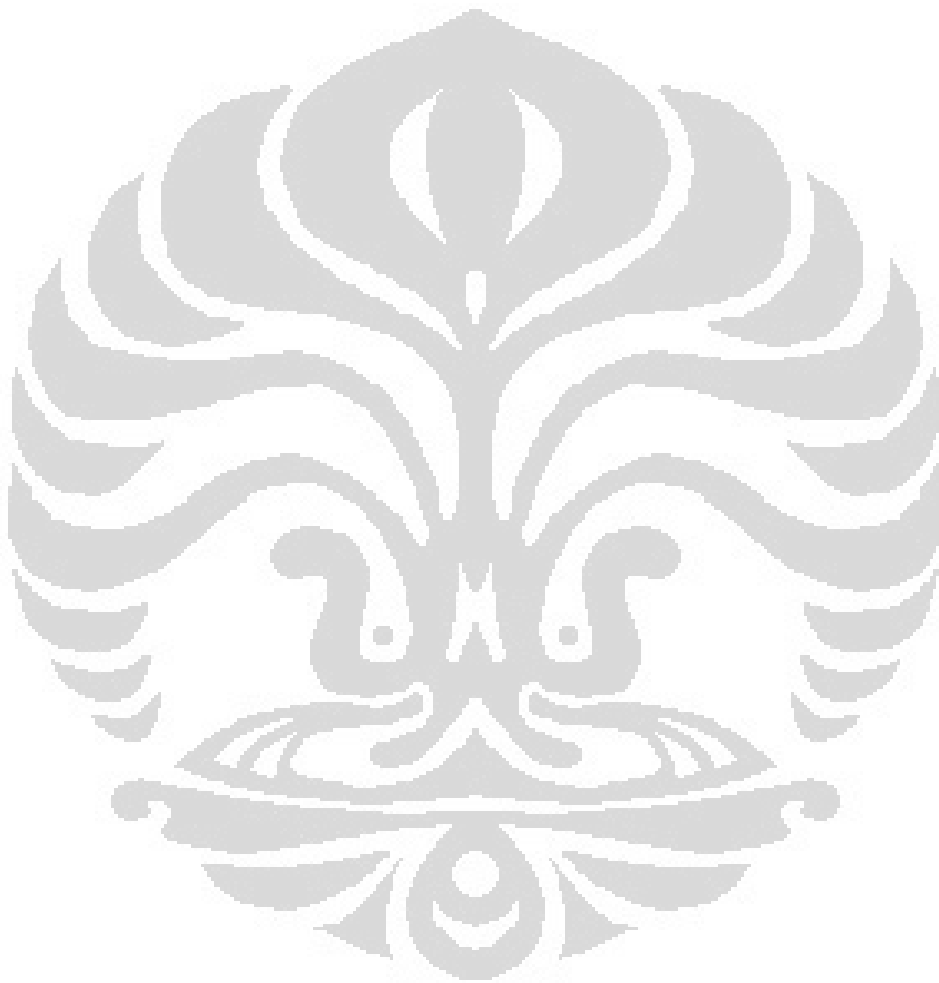
BAB 1 merupakan bab pendahuluan yang berisikan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penulisan, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 merupakan bab landasan teori yang membahas tentang teori yang berkaitan dengan korosi pada perpipaian, material pipa, perhitungan laju korosi, dan fasilitas pengolahan gas.

BAB 3 merupakan bab metode penelitian yang berisi pembahasan mengenai langkah-langkah dalam melakukan analisa keekonomian, termasuk penetapan variasi bebas dan skenario yang mewakili kondisi pengolahan gas saat ini.

BAB 4 merupakan bab perhitungan biaya dari semua skenario pemilihan material pipa berdasarkan parameter-parameter yang telah diatur dalam bab sebelumnya, termasuk analisa keekonomian melalui perbandingan biaya investasi.

BAB 5 merupakan bab kesimpulan dan saran dari hasil penulisan secara keseluruhan.



BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Korosi pada pipa

Korosi merupakan hasil yang bersifat merusak akibat adanya reaksi kimia antara logam dengan lingkungannya. Unsur utama yang harus dimiliki sehingga dapat menyebabkan terjadinya korosi adalah : logam, air, dan sumber korosi. Tanpa adanya salah satu unsur tersebut, maka korosi tidak akan terjadi.

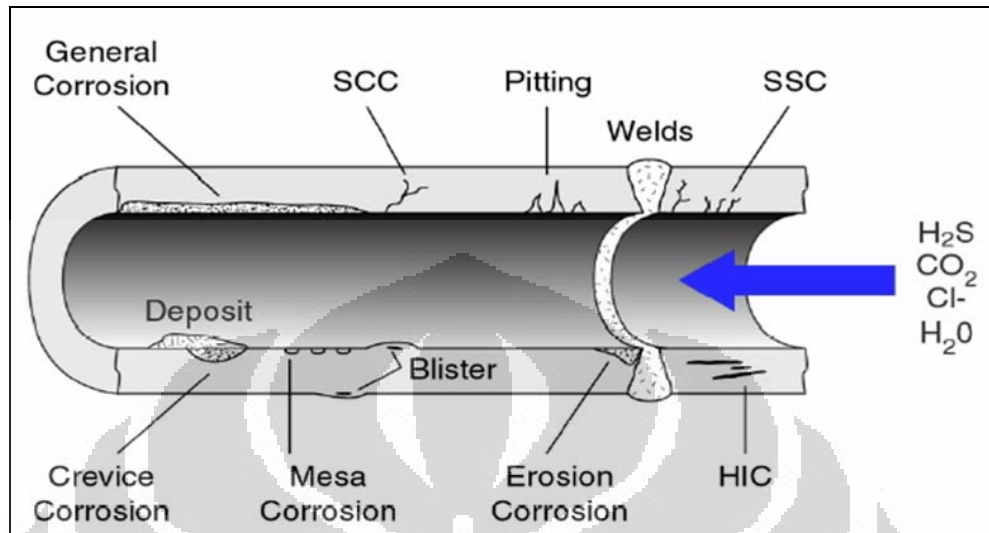
Korosi yang umum terjadi dalam suatu fasilitas pengolahan gas alam, dapat dibagi berdasarkan bentuk korosi tersebut :

- Korosi merata (*uniform*)
Contoh : korosi pada bagian dalam pipa, korosi akibat udara terbuka.
- Korosi lokal (*localized*)
Contoh : korosi celah, korosi lubang (*pitting*)
- Korosi yang dipengaruhi sifat metalurgi pada logam.
Contoh : korosi pada daerah lasan.
- Korosi yang diakibatkan beban mekanik
Contoh : korosi akibat erosi fluida pada permukaan logam.
- Korosi akibat retakan yang dipengaruhi lingkungan
Contoh : Retakan akibat korosi tegangan (*Stress Corrosion Cracking*).
- Korosi yang dipengaruhi oleh adanya mikrobiologi
Contoh : Korosi akibat bakteri penyebab korosi.

Dari keseluruhan korosi yang telah disebutkan di atas, korosi merata merupakan satu-satunya korosi yang dapat diprediksi, dihitung laju korosinya, sehingga menjadi dasar dalam tahap desain untuk proses pemilihan material bagi pipa dan peralatan lain yang akan digunakan dalam fasilitas tersebut. Untuk jenis korosi lainnya, upaya pencegahan dilakukan melalui penambahan proses dan desain yang spesifik ditambah dengan inspeksi secara berkala sehingga tidak terjadi kegagalan yang dapat menghambat proses produksi.

Pipa yang fungsi utamanya untuk mengalirkan fluida, merupakan komponen yang paling rentan terhadap korosi, baik pada permukaan dalam

maupun permukaan luar. Khususnya untuk permukaan dalam pipa, korosi yang umum terjadi dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 2.1 Korosi pada bagian dalam pipa

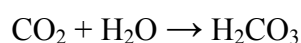
Sumber : Corrosion in Oilfield, Teknik Metalurgi UI (2009)

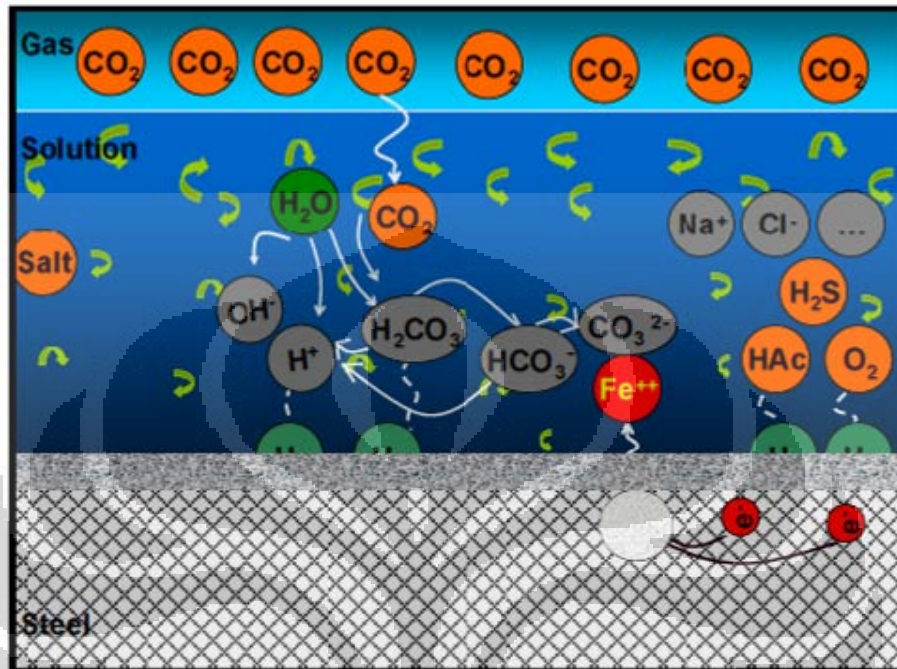
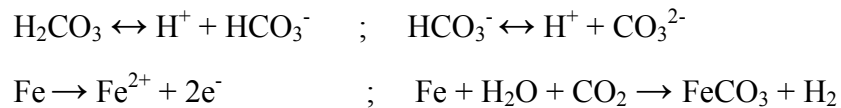
Dalam tesis ini, penulis hanya membahas untuk jenis korosi merata pada bagian dalam pipa, terutama untuk pipa yang mengalirkan gas dari sumur ke fasilitas pengolahan. Secara umum korosi jenis ini dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain :

- Temperatur dan tekanan yang tinggi
- Kandungan H₂S dan CO₂ yang tinggi
- Kandungan air dalam gas

2.1.1 Korosi akibat CO₂

Gas CO₂ tidak bersifat korosif jika berada dalam keadaan kering dan tidak terlarut dalam air. Jika terlarut dalam air, akan membentuk suatu asam H₂CO₃ yang bersifat korosif, khususnya untuk material Carbon Steel (CS). Hal ini disebabkan CO₂ lebih mudah larut dalam air dibandingkan oksigen. Reaksi kimia yang terjadi pada CO₂ terlarut dalam air adalah sebagai berikut :





Gambar 2.2 Proses korosi akibat CO₂

Sumber : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production, Teknik Material UI (2009)

Faktor-faktor yang mempengaruhi laju korosi pada bagian dalam pipa akibat kandungan CO₂ dalam gas adalah sebagai berikut ([Aji 2010](#)) :

1. Tekanan parsial CO₂

Tekanan parsial CO₂ = persen mol CO₂ x tekanan total sistem. Tekanan parsial ini biasa digunakan sebagai acuan dalam menentukan tingkat korosi oleh CO₂. Berdasarkan standar NACE SP0106 (*Control of Internal Corrosion in Steel Pipelines and Piping Systems*), tekanan parsial CO₂ di bawah 3 psi umumnya dianggap tidak korosif. Sedangkan pada tekanan parsial CO₂ antara 3 – 30 psi dapat bersifat korosif dengan adanya air. Untuk tekanan parsial CO₂ di atas 30 psi biasanya korosif dengan adanya air. Tekanan parsial CO₂ akan menentukan pH larutan dan konsentrasi gas terlarut.

2. Kondisi fluida lewat jenuh (*supersaturated*)

Nilai supersaturation yang tinggi akan mendorong terjadinya pengendapan dan pembentukan lapisan pada permukaan yang dapat menurunkan laju korosi.

3. Efek dari kandungan H₂S dalam gas

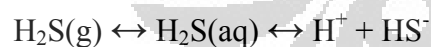
Kandungan H₂S dalam gas dapat meningkatkan laju korosi CO₂, karena adanya reaksi kimia antara H₂S dengan logam yang menyebabkan terbentuknya lapisan non-protektif pada bagian permukaan.

4. Kandungan air dalam gas (*Water Cut*)

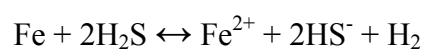
Adanya kandungan air di atas 30% menurut acuan praktis lapangan, mengindikasikan kemungkinan terjadinya korosi. Air dalam gas tersebut berasal dari reservoir dalam bentuk bebas maupun dalam bentuk uap air. Uap air seiring dengan penurunan temperatur akan mengalami kondensasi. Air terkondensasi merupakan ancaman yang lebih besar dibandingkan dengan air biasa karena tidak mempunyai kemampuan *buffer*, dan kandungan pembentuk scale seperti ion karbonat.

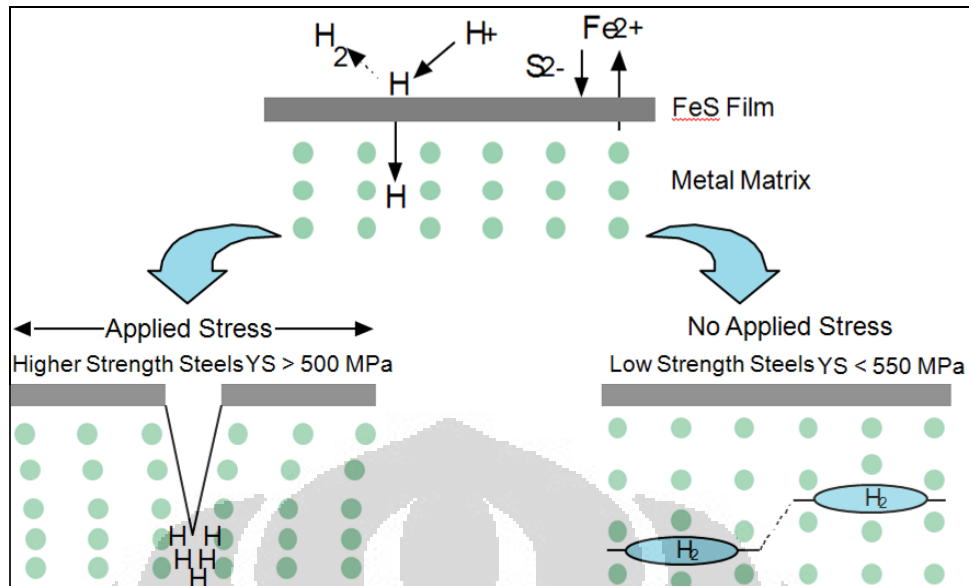
2.1.2 Korosi akibat H₂S

H₂S larut dalam air untuk membentuk asam yang lebih lemah dari asam karbonat, tetapi H₂S memiliki tingkat kelarutan yang lebih tinggi dibandingkan CO₂, yang bisa meningkatkan kecepatan korosi. H₂S terdisosiasi dalam air dengan reaksi sebagai berikut :



Pada lingkungan dengan pH > 6, senyawa HS⁻ terdisosiasi lebih lanjut menjadi H⁺ + S²⁻. Reaksi anodik-katodik yang terjadi pada korosi akibat H₂S adalah sebagai berikut :





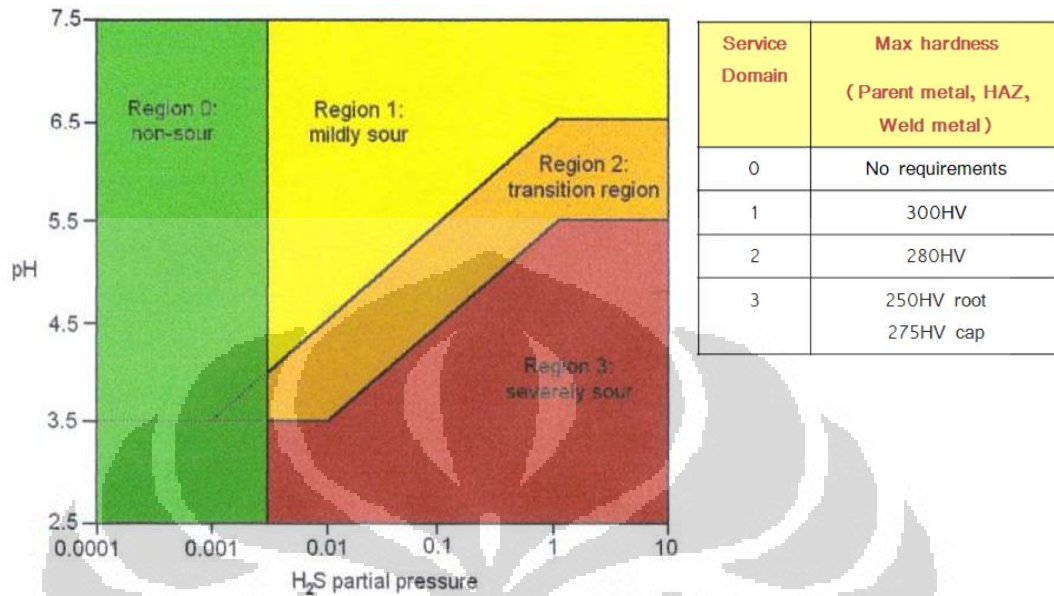
Gambar 2.3 Proses korosi akibat H_2S

Sumber : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production, Teknik Material UI (2009)

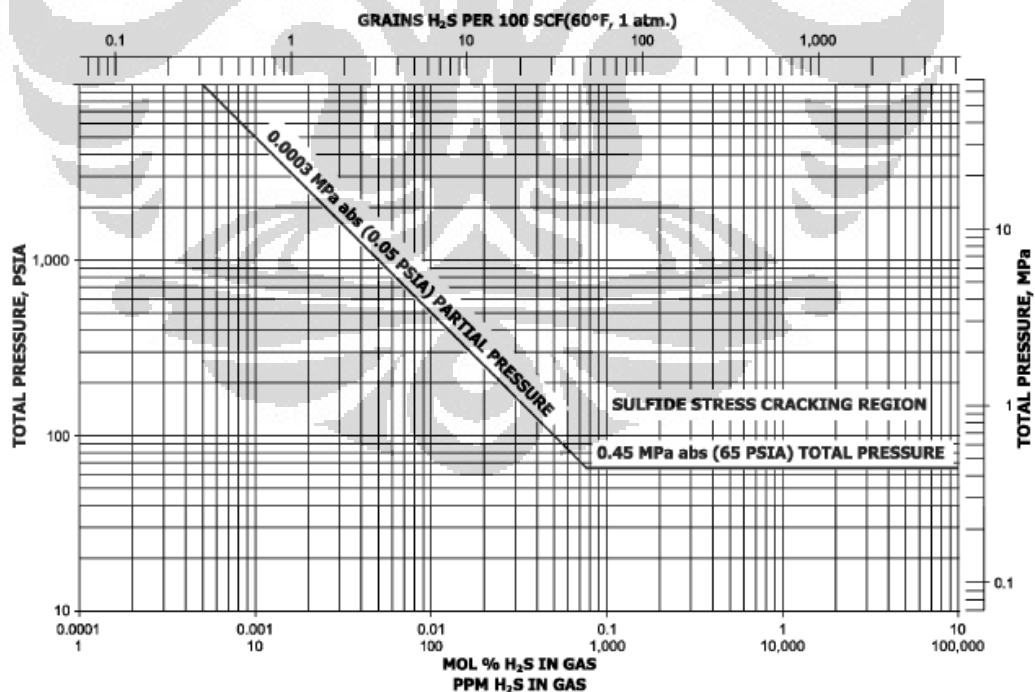
Hidrogen (H_2) yang dihasilkan dari reaksi di atas, dapat berdifusi ke dalam material dan menyebabkan terjadinya proses *Hydrogen Embrittlement* pada baja berkekuatan tinggi (*High Strength Steel*), yang mengakibatkan terjadinya retakan pada pipa. Korosi ini akan lebih cepat terjadi di sekitar daerah dengan konsentrasi tegangan yang tinggi (misal : daerah sekitar lasan), sehingga disebut juga dengan *Sulphide Stress Cracking* (SSC).

Korosi SSC dipengaruhi oleh beberapa faktor, antara lain : tekanan parsial H_2S , kekuatan material, temperatur, dan kandungan Chloride (Cl) dalam gas. Beberapa cara untuk menghindari terjadinya SSC adalah dengan mengoptimalkan struktur mikro material, meminimumkan tegangan sisa pada material, dan mengurangi kekerasan pada material. Material Stainless Steel (termasuk Duplex dan Super Duplex) memiliki ketahanan yang terbatas untuk SSC. Untuk kandungan H_2S yang tinggi lebih baik menggunakan logam paduan berbasis Nickel agar terhindar dari SSC. Pemilihan material yang sesuai untuk menghadapi korosi SSC, diatur dalam standar internasional NACE MR-0175 / ISO 15156 (*Metals for Sulfide Stress Cracking and Stress Corrosion Cracking Resistance in*

Sour Oilfield Environment). Standar ini juga mengatur batas kekerasan dan metode pengelasan agar terhindar dari korosi SSC.



Gambar 2.4 Zona SSC untuk Carbon Steel berdasarkan ISO 15156
 Sumber : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production, Teknik Material UI (2009)



Gambar 2.5 Grafik tekanan parsial H₂S terhadap tekanan total
 Sumber : NACE Standard MR-0175 (2002)

Dari grafik di atas, terlihat bahwa untuk terjadinya SSC, maka tekanan parsial H₂S minimum adalah 0.0003 Mpa (0.05 psia) dan tekanan total minimum adalah 0.45 Mpa (65 psia).

2.2 Pemilihan Material

Pemilihan material yang akan digunakan untuk peralatan dalam industri gas bumi, umumnya mengacu pada standar-standar internasional sebagai berikut :

1. NACE SP0106 - Control of Internal Corrosion in Steel Pipelines and Piping Systems
2. NACE MR-0175 / ISO 15156 – Metals for Sulfide Stress Cracking and Stress Corrosion Cracking Resistance in Sour Oilfield Environment
3. Norsok M-001 – Design Principle Material Selection

Khususnya untuk pipa, material yang umum digunakan dalam pipa penyalur Gas Bumi dari sumur (*well*) menuju fasilitas pengolahan adalah sebagai berikut :

1. Carbon Steel
2. Stainless Steel
3. Duplex dan Super-Duplex Stainless Steel
4. Corrosion Resistance Alloy

2.2.1 Carbon Steel

Carbon Steel merupakan material pipa yang paling banyak digunakan karena harganya yang murah. Selain itu Carbon Steel memiliki kekuatan material yang tinggi dan mudah untuk dilakukan pengelasan. Kekurangan Carbon Steel adalah lemah terhadap lingkungan yang korosif. Pipa Carbon Steel yang biasa digunakan, antara lain ASTM A-106 Gr. B (untuk gas yang tidak terlalu korosif), dan API 5L X52 (untuk gas yang korosif). Pemilihan ketebalan pipa Carbon Steel dipengaruhi oleh laju korosi yang akan terjadi selama pipa tersebut beroperasi. Secara umum rumus yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$t_s = t + CA \quad ; \quad CA = CR \times \text{Year} \quad (2.1)$$

dimana :

t_s = Tebal pipa yang dipilih, yang tersedia di pasaran (mm)

t = Tebal pipa minimum untuk menahan tekanan dalam dari fluida (mm)

CA = *Corrosion Allowance* (mm)

CR = *Corrosion Rate*, laju korosi dalam pipa (mm/tahun)

Year = Umur desain pipa, sesuai umur fasilitas (tahun)

Untuk pipa yang memerlukan *Corrosion Allowance* lebih dari 8 mm untuk mengatasi korosi yang mungkin terjadi, maka dianjurkan menggunakan *Internal Coating* atau *CRA Cladding*. *Internal Coating* adalah melapisi bagian dalam pipa dengan suatu lapisan epoxy, yang berfungsi agar bagian dalam pipa tidak bersentuhan langsung dengan fluida yang korosif. Kelemahan dari *Internal Coating* adalah lepasnya lapisan *Coating* akibat proses erosi oleh fluida. Hal ini menyebabkan terjadinya korosi pada titik-titik tertentu di sepanjang jalur pipa (korosi lokal).

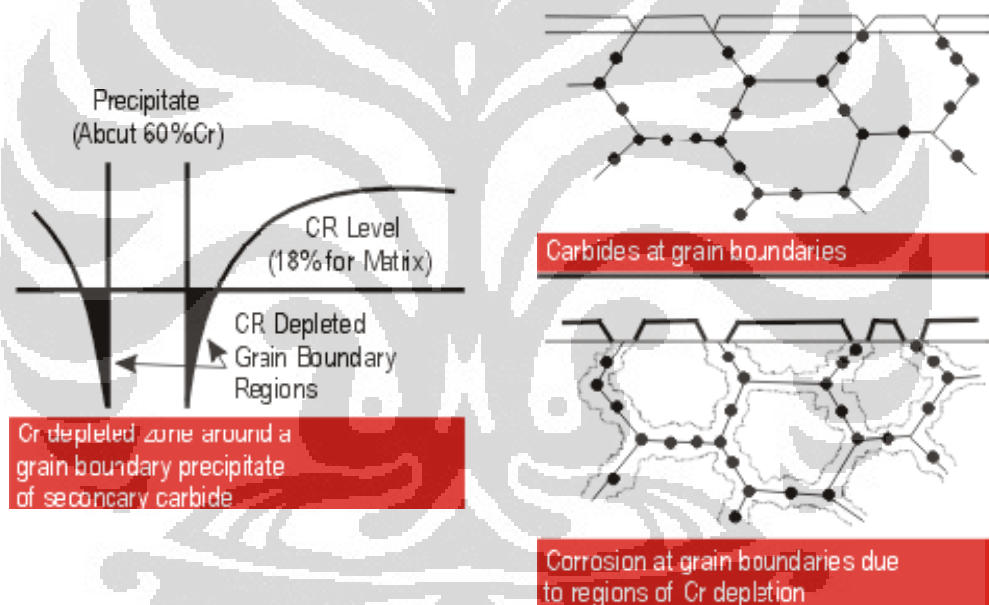
CRA Cladding adalah melapisi bagian dalam pipa dengan material *CRA* (*Corrosion Resistance Alloy*), untuk mencegah terjadinya korosi serta mampu menahan erosi pada bagian dalam pipa. Material *CRA* yang sering digunakan adalah paduan Nikel (Nickel alloy). Proses pelapisan material *CRA* pada pipa Carbon Steel yang umum digunakan : *Overlay welded*, *Hot-rolled clad pipes*, dan *explosion welded clad plate*. Keuntungan dari *CRA Cladding* adalah harganya yang lebih murah dibandingkan menggunakan pipa *CRA*, dan ketebalan material *CRA* yang dibutuhkan dapat disesuaikan dengan tingkat korosi yang akan terjadi.

2.2.2 Stainless Steel

Stainless Steel atau Baja tahan karat merupakan perpaduan antara besi dengan logam paduan seperti Chromium dan Nickel (Ni). Jenis Stainless Steel dapat dibagi berdasarkan kandungan unsur Carbon (C) dalam Baja, yaitu : Ferritic, Martensitic dan Austenitic. Dalam industri pengolahan gas lebih banyak digunakan Austenitic Stainless Steel karena memiliki kekuatan lebih tinggi

dibandingkan Ferritic atau Martensitic. Material Stainless Steel yang umum dipakai, antara lain : 304SS dan 316SS.

Material 304SS memiliki komposisi logam paduan 18%Cr, dan 8%Ni. Material ini tahan terhadap korosi (oksidasi), bersifat ulet, dan mudah dilas. Kelemahan dari material ini adalah mudah terkena korosi lokal, terutama korosi jenis *Stress Corrosion Cracking* (SCC). Korosi SCC ini terjadi umumnya di daerah dengan konsentrasi tegangan yang tinggi (misal : daerah lasan), pada temperatur di atas 50°C dan dipercepat dengan adanya unsur Chloride (Cl) dalam fluida. Korosi ini disebabkan oleh terjadinya pengendapan unsur Chromium ([Craig](#)) pada batas butir material, sehingga terjadi perbedaan potensial di daerah tersebut.



Gambar 2.6 Proses terjadinya *Stress Corrosion Cracking* (SCC)

Sumber : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production, Teknik Material UI (2009)

Material 316SS memiliki komposisi logam paduan 18%Cr, 10%Ni dan 2.5% Mo. Material ini mempunyai sifat yang hampir sama dengan 304SS, hanya saja memiliki ketahanan lebih terhadap korosi lokal. Berdasarkan NACE MR-0175/ISO 15156 ([NACE 2002](#)), untuk mencegah terjadinya *Sulphide Stress Cracking* (SSC) pada Austenitic Stainless Steel maka beberapa ketentuan harus

dimiliki, yaitu : temperatur $\leq 140^{\circ}\text{F}$ (60°C), tekanan parsial $\text{H}_2\text{S} \leq 15$ psia, dan tidak terdapat unsur Sulphur (S) dalam fluida. Jika dalam fluida terdapat unsur Chloride (Cl) < 50 mg/l, maka tekanan parsial $\text{H}_2\text{S} \leq 50$ psia.

2.2.3 Duplex dan Super-Duplex Stainless Steel

Duplex stainless steel adalah salah satu dari jenis Stainless Steel yang telah banyak digunakan di industri karena ketahanan terhadap *Stress Corrosion Cracking* (SCC) dan kekuatan yang lebih baik dibanding Austenitic Stainless Steel. Ketahanan korosi Duplex Stainless Steel diperoleh dari komposisi kimia logam paduan yang terkandung dalam material tersebut, yaitu 22%Cr, 5%Ni dan 3%Mo. Duplex Stainless Steel memiliki struktur mikro duplex, yaitu terdiri dari ferrite (α) dan austenite (γ), dengan rasio perbandingan antara keduanya dalam struktur mikro yaitu 50 : 50. Kelemahan dari Duplex Stainless Steel adalah perlunya perhatian khusus pada proses pengelasan, dan tekanan parsial H_2S untuk mencegah terjadinya *Sulphide Stress Cracking* (SSC). Sebagai parameter ketahanan terhadap korosi lokal (*pitting corrosion*) pada Duplex Stainless Steel, digunakan nilai PREN (*Pitting Resistance Equivalent Number*) :

$$\text{PREN} = \text{Cr}\% + 3.3 (\text{Mo}\% + 0.5\text{W}\%) + 16 \text{N}\% \quad (2.2)$$

Duplex stainless steel memiliki nilai PREN di bawah 40. Untuk ketahanan yang lebih baik terhadap korosi lokal, nilai PREN harus di atas 30. Untuk itu telah dikembangkan material Duplex Stainless Steel yang memiliki nilai PREN lebih tinggi sehingga lebih tahan terhadap korosi lokal. Material tersebut diberi nama Super-Duplex Stainless Steel, dengan nilai PREN di atas 40. Super-Duplex Stainless Steel mengandung Fe, 25%Cr, 5%Ni, dan 4%Mo. Beberapa tipe Super-Duplex Stainless Steel yang tersedia, memiliki tambahan unsur Wolfram (W) yang berguna untuk mencegah terbentuknya fase sigma pada saat dilakukan pengelasan atau pada temperatur di atas 500°C . Fase sigma adalah campuran Fe-Cr yang tidak hanya mengurangi ketahanan terhadap korosi tetapi juga kekuatan dari Duplex Stainless Steel.

Berdasarkan NACE MR-0175/ISO 15156 ([NACE 2002](#)), untuk mencegah terjadinya *Sulphide Stress Cracking* (SSC) pada Duplex Stainless Steel maka beberapa ketentuan harus dimiliki, yaitu : temperatur maksimum 450°F dan tekanan parsial H₂S ≤ 1.5 psia (untuk PREN 30-40). Untuk PREN lebih dari 40, maka tekanan parsial H₂S maksimum adalah 3 psia pada temperatur yang sama.

Tabel 2.1 Komposisi Duplex dan Super-Duplex Stainless Steel

Element	Duplex SS	Super Duplex SS			
	UNS S31803	UNS S32750	UNS S32760	UNS S31260	UNS S39274
C	≤ 0.03	≤ 0.03	≤ 0.03	≤ 0.03	≤ 0.03
Cr	21-23	24 - 26	24 - 26	24 - 26	24 - 26
Ni	4.5-6.5	6 - 8	6 - 8	5.5 – 7.5	6.8 – 8.0
Mo	2.5 – 3.5	3 - 5	3 - 4	5.5 – 7.5	2.5 – 3.5
Cu	---	< 0.50	0.5 – 1	0.20 – 0.80	0.20 – 0.80
W	---	---	0.5 - 1	0.10 – 0.50	1.50 – 2.50
N	0.08 – 0.2	0.2 – 0.32	< 0.30	0.10 – 0.30	0.24 – 0.32

Sumber : Engineering Materials, Teknik Material UI (2009)

Dalam hal korosi celah (*crevice corrosion*) atau korosi di bawah deposit, Super-Duplex Stainless Steel memiliki ketahanan terhadap korosi yang lebih baik dibandingkan dengan Duplex Stainless Steel. Temperatur kritis untuk korosi celah (CCT) untuk Super-Duplex Stainless Steel adalah sekitar 40°C, sedangkan CCT untuk Duplex Stainless Steel sekitar 18°C. Berdasarkan hal-hal di atas, jelas bahwa Super-Duplex Stainless Steel lebih disukai untuk peralatan yang berpotensi mengalami korosi celah, seperti Production Cooler Header.

Pengelasan terhadap Duplex Stainless Steel harus dikontrol untuk mencegah terjadinya penurunan terhadap ketahanan korosi dan kekuatan logam las serta daerah sekitar lasan. Hal ini dapat dicapai dengan mempertahankan nilai kandungan ferrite pada logam las sekitar 35 - 65%, melalui pemilihan logam pengisi (*filler metal*), dan mengatur masukan panas selama proses pengelasan dan kontrol terhadap temperatur peralihan. Untuk mencapai formasi austenite sekitar 35 - 65% pada logam las, maka logam pengisi harus mengandung Nickel sekitar 3

- 4% lebih tinggi dibandingkan logam dasar (*base metal*). Kandungan ferrite yang terlalu tinggi pada logam las dapat mengurangi kekuatan terutama pada kondisi temperatur rendah.

Pembentukan formasi austenite juga dapat dipercepat dengan membatasi masukan panas sekitar 5 - 25 kJ/cm. Masukan panas yang kurang dari 5 kJ/cm akan menahan proses pembentukan formasi austenite, sedangkan masukan panas yang terlalu tinggi (lebih dari 25 kJ/cm) akan menyebabkan butir ferrite yang terbentuk menjadi lebih kasar sehingga mengurangi kekuatan logam. Temperatur peralihan selama proses pengelasan Duplex Stainless Steel harus dikontrol antara 150 - 200°C dan untuk Super-Duplex Stainless Steel sekitar 70°C untuk mempercepat pembentukan formasi austenite.

2.2.4 Corrosion Resistance Alloy

Material Corrosion Resistance Alloy ([Craig](#)) yang umum digunakan adalah logam paduan (*alloy*) yang berbasis Nickel (Ni), Copper (Cu) dan Titanium (Ti). Logam paduan berbasis Nickel memiliki ketahanan korosi yang sangat baik terhadap CO₂, H₂S, dan terhadap *Stress Corrosion Cracking* (SCC). Selain itu material jenis ini memiliki kemampuan pengelasan (*weldability*) yang baik sehingga sering dipakai sebagai *cladding* pada Carbon Steel, baik untuk pipa, *fitting* dan *vessel*. Bahkan beberapa jenis logam paduan berbasis Nickel memiliki ketahanan terhadap korosi air laut. Kelemahan dari logam paduan berbasis Nickel adalah harga material dan biaya produksi yang tinggi, sehingga menjadi pilihan terakhir dari sisi biaya. Jenis logam paduan berbasis Nickel yang sering digunakan, antara lain : Incoloy 825 (42%Ni, 21.5%Cr, 3%Mo, 2%Cu, bal Fe), Inconel 625 (Ni, 22%Cr, 9%Mo, 3.75%Nb, 5%Fe), Alloy C-276 / Hastelloy (Ni, 16%Cr, 16%Mo, 4%W, 2.5%Co, 7%Fe), dan Alloy 400 / Monel (63%Ni, 31%Cu, 2.5%Fe, 2%Mn). Berdasarkan NACE MR-0175/ISO 15156 ([NACE 2002](#)), untuk mencegah terjadinya *Sulphide Stress Cracking* (SSC) pada logam paduan berbasis Nickel, maka beberapa ketentuan harus dimiliki, yaitu : temperatur ≤ 300°F untuk Incoloy 825, temperatur ≤ 400°F untuk Inconel 625, dan temperatur ≤ 450°F

untuk Hastelloy, dengan tekanan parsial H₂S bervariasi menurut temperatur berkisar antara 30 – 400 psia.

Logam paduan berbasis Copper banyak digunakan di daerah sekitar laut, karena memiliki ketahanan korosi yang sangat baik terhadap air laut. Material jenis ini memiliki konduktivitas panas yang tinggi sehingga membuat proses pengelasan lebih sulit dan tidak cocok untuk fluida hydrocarbon. Selain itu, material ini tidak tahan terhadap korosi yang diakibatkan oleh Sulphur (S) dan Chloride (Cl). Jenis logam paduan berbasis Copper yang sering digunakan, antara lain : 90-10 Cu-Ni (Cu, 10%Ni, 1.5%Fe), Ni-Al Bronze (Cu, 9%Al, 5%Ni, 4%Fe), dan Tungum (Cu, 13%Zn, 1%Al, 1%Si, 1%Ni).

Logam paduan berbasis Titanium sering digunakan di fasilitas pengolahan lepas pantai karena memiliki massa jenis yang ringan. Selain itu material ini mempunyai ketahanan korosi yang sangat tinggi terhadap H₂S, air laut, bakteri korosif, dan *Stress Corrosion Cracking* (SCC). Beberapa kelemahan yang dimiliki, antara lain : harganya mahal, jarang tersedia di pasaran, dan sulit untuk dilakukan pengelasan. Beberapa jenis logam paduan berbasis Titanium yang sering digunakan, antara lain : Grade 2 Ti, Grade 7 Ti dan Grade 12 Ti.

2.3 Laju Korosi

Dalam hal desain, korosi merupakan suatu resiko yang sangat mungkin terjadi. Beberapa cara untuk memprediksi korosi yang akan terjadi, antara lain : berdasarkan pada sistem proses sama yang telah berjalan, berdasarkan pada ancaman korosi yang mungkin terjadi, dan menggunakan formula untuk menghitung laju korosi. Laju korosi menyatakan banyaknya logam yang dilepas tiap satuan waktu pada permukaan tertentu, umumnya dinyatakan dalam mm/year.

Ada beberapa formula yang umum digunakan untuk perhitungan laju korosi, antara lain De Waard-Milliams, NORSOK dan Hydrocorr. Pemodelan De Waard-Milliams berdasarkan pada korosi CO₂ pada material Carbon Steel dengan masukan hanya berupa nilai tekanan parsial CO₂, temperatur dan pH, sehingga hasilnya sering dianggap sebagai laju korosi maksimum yang mungkin terjadi. Persamaan korosi De Waard-Milliams adalah sebagai berikut ([Aji 2010](#)) :

$$\log (V_{corr}) = 5.8 - 1710/T + 0.671 \log (pCO_{2Eff}) \quad (2.3)$$

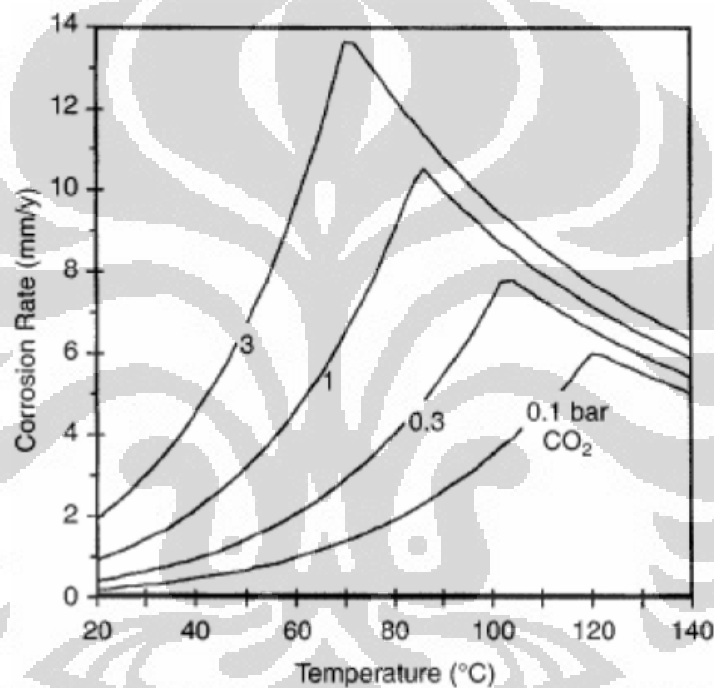
$$\log pCO_{2Eff} = (C1 - pH)/2 \quad (2.4)$$

dimana :

V_{corr} = Prediksi laju korosi Carbon Steel (mm/year)

T = Temperatur ; pCO_2 = Tekanan parsial CO_2 (bar)

pH = Tingkat keasaman larutan



Gambar 2.7 Laju korosi terhadap tekanan parsial CO_2

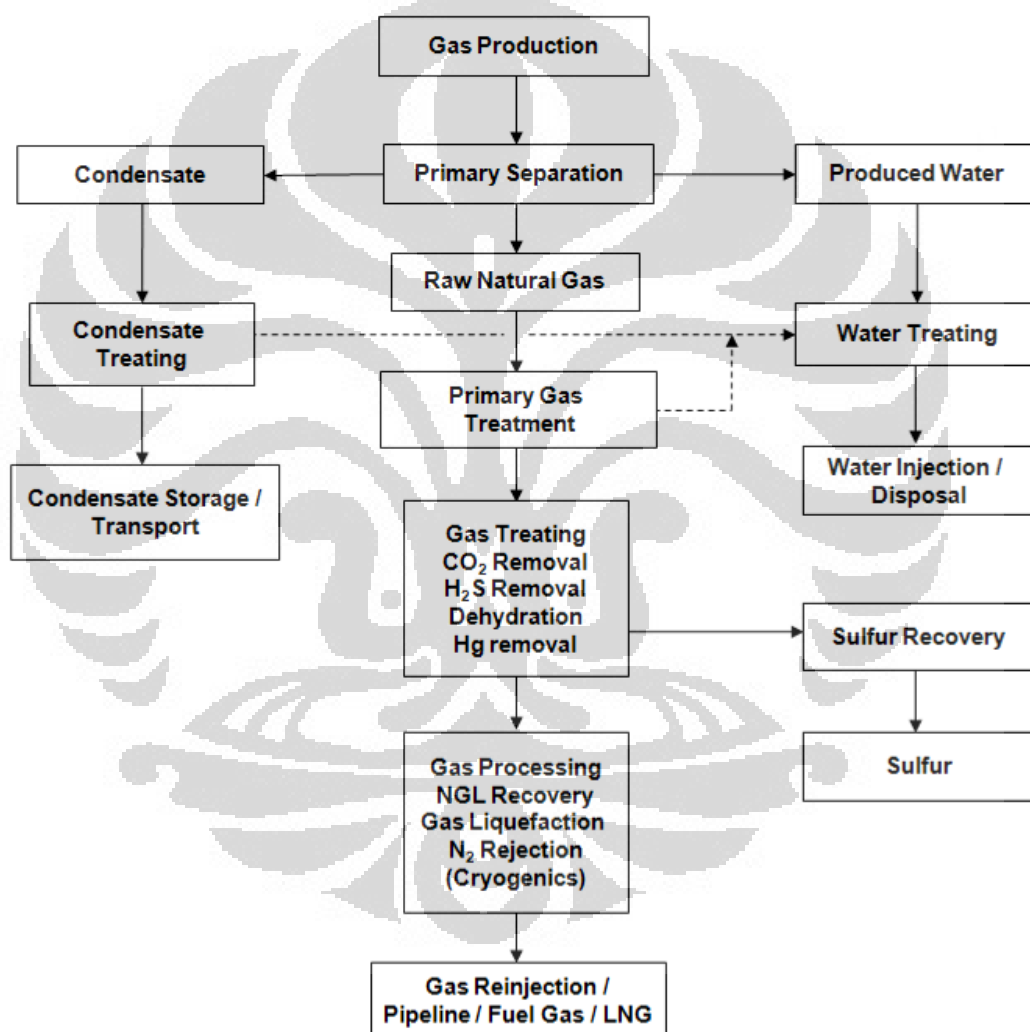
Sumber : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production, Teknik Material UI (2009)

Sekarang ini, pemodelan De Waard-Milliams dijadikan basis untuk perangkat lunak (*software*) bagi perhitungan korosi, dengan penambahan beberapa masukan yang mempengaruhi laju korosi, antara lain :

- Persentase CO_2 dan H_2S
- *Dew point*
- Data produksi (bopd, mmscf, bwpd)
- Kecepatan fluida

2.4 Fasilitas Pengolahan Gas

Suatu fasilitas pengolahan gas terdiri dari beberapa unit produksi yang berfungsi mengolah atau memproses gas dari sumur sehingga menghasilkan produk utama gas layak jual (*Sales Gas*). Produk gas yang dihasilkan akan disesuaikan dengan metode transportasi gas tersebut dari fasilitas pengolahan ke pembeli (*Buyer*), antara lain : melalui jalur pipa (pipeline), transportasi darat (CNG), atau transportasi laut (LNG). Secara umum, skema proses pengolahan gas dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 2.8 Skema proses pengolahan gas

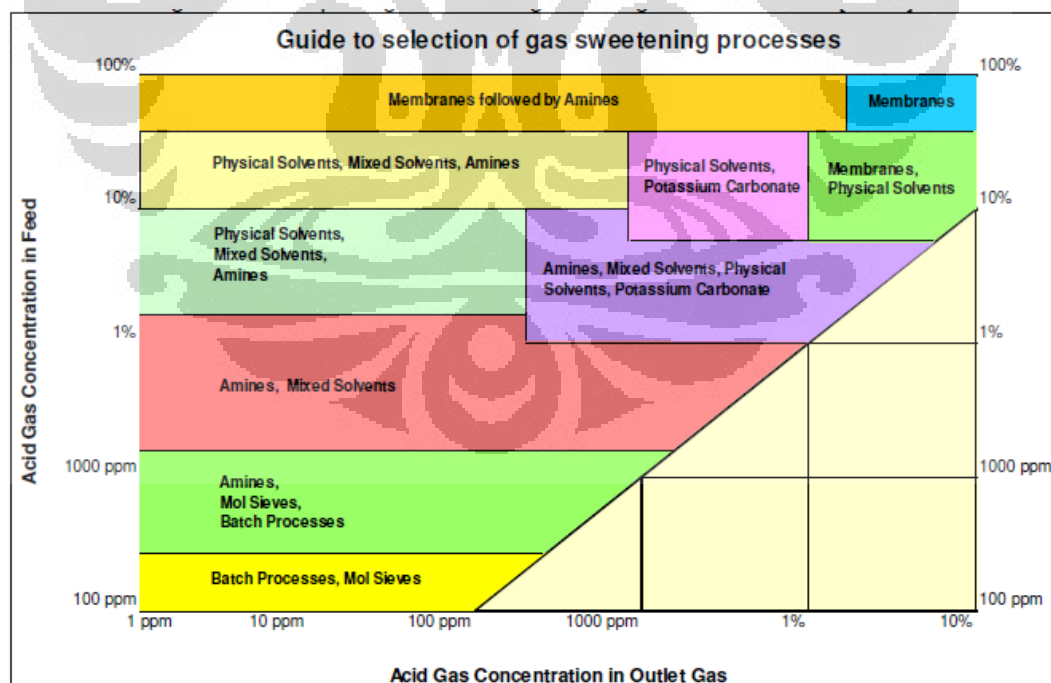
Primary Separation (Separator) berfungsi untuk menerima *Wet Gas* dari sumur dan melakukan proses separasi, yaitu memisahkan fasa gas, *Condensate*,

dan *Produced Water* yang terdapat dalam fluida. Gas yang masih mengandung H_2S dan CO_2 selanjutnya akan dialirkan ke sistem Primary Gas Treatment. Sedangkan *Condensate* dan *Produced Water* hasil separasi, nantinya akan diolah melalui fasilitas *Condensate Treatment* dan *Water Treatment*. Material yang digunakan untuk Separator harus tahan terhadap korosi, karena menerima masukan berupa gas asam dari sumur.

Primary Gas Treatment berfungsi untuk menghilangkan unsur-unsur dalam gas yang tidak dikehendaki, seperti CO_2 , H_2S , Hg dan uap air, Untuk menghilangkan CO_2 dan H_2S , menggunakan fasilitas pemisahan gas asam atau Acid Gas Removal Unit (AGRU) dengan proses yang disebut *Gas Sweetening*. Terdapat beragam teknologi pemisahan gas asam, antara lain :

- Chemical adsorption : MEA (Mono Ethanol Amine), DEA (Di Ethanol Amine), MDEA (Methyl Di Ethanol Amine), etc.
- Physical adsorption : Selexol, Sulforane (Solvents)
- Membrane

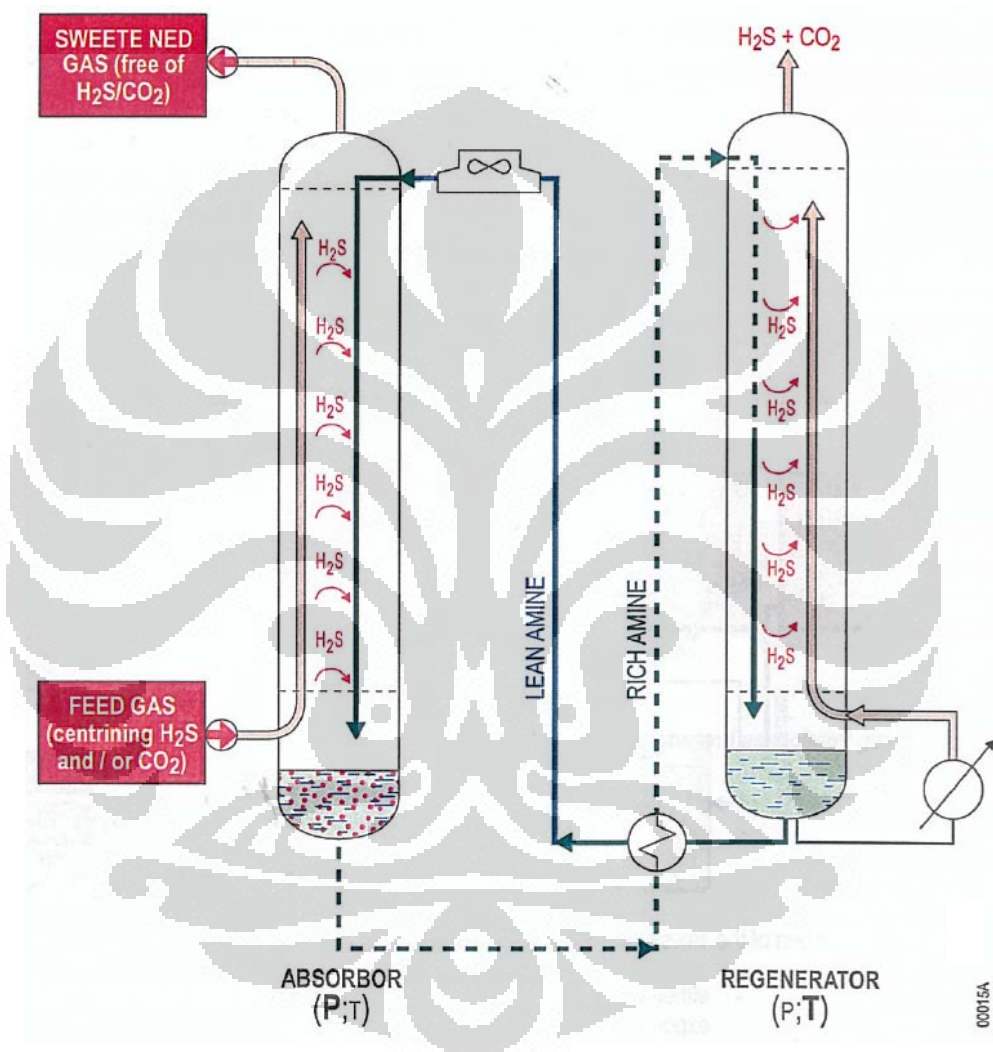
Secara sederhana, pemilihan proses *Gas Sweetening* berdasarkan konsentrasi gas asam adalah sebagai berikut :



Gambar 2.9 Pemilihan proses Gas Sweetening

Sumber : Thomas & Manning (2009), *Oilfield Processing of Petroleum*, Volume 1

Dalam penelitian ini digunakan fasilitas pemisahan gas asam dengan proses *Gas Sweetening* berdasarkan adsorpsi kimia larutan Amine, seperti : MEA (Mono Ethanol Amine), DEA (Di Ethanol Amine), dan MDEA (Methyl Di Ethanol Amine). Skema proses *Gas Sweetening* tersebut dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 2.8 Skema Gas Sweetening dengan adsorpsi larutan Amine

Sumber : ENSPM Formation Industrie(2008), IFP Training

Dalam suatu Absorber berupa Column, gas akan masuk dan bersentuhan dengan larutan “lean” Amine pada tekanan tinggi (70 bar) dan temperatur sekitar 50°C. CO₂ dan H₂S dalam gas akan terserap oleh larutan dan bereaksi dengan

Amine. Proses ini merupakan proses Exothermal, sehingga menyebabkan kenaikan temperatur berkisar 10 - 40°C. Selanjutnya, larutan “rich” Amine (yang telah menyerap CO₂ dan H₂S) meninggalkan Absorber menuju Regenerator, dimana temperaturnya akan dinaikkan hingga 130°C dan tekanannya diturunkan hingga 2 bar. Pada proses ini, CO₂ dan H₂S akan terlepas dari Amine sehingga larutan Amine dapat diperbaharui. Proses ini merupakan proses Endothermal, sehingga dapat menghasilkan kembali larutan “lean” Amine yang siap untuk disirkulasikan kembali ke Absorber.

Selain menggunakan adsorpsi larutan Amine, juga terdapat metode pemisahan gas asam menggunakan Membrane, dimana Membrane tersebut akan mengikat CO₂ dan H₂S dalam gas sesuai kapasitasnya dan setelah penuh maka Membrane tersebut perlu diganti dengan yang baru.

Tesis ini hanya membahas fasilitas pengolahan gas hingga Acid Gas Removal Unit (AGRU), dimana Sweet Gas keluaran AGRU akan dikirim menuju fasilitas lanjutan (misal : Dehydration Unit) bersama dengan *Condensate* dan *Produced Water* dari Separator untuk pengolahan lebih lanjut. Sedangkan gas CO₂ dan H₂S akan dialirkan ke Flare untuk dibakar sehingga tidak terjadi polusi udara.

2.5 Perhitungan Biaya Investasi

2.5.1 Capex (Capital Expenditure)

Capex adalah biaya yang terkait langsung untuk terciptanya produksi. Pada prinsipnya *Capex* bersifat tetap dan merupakan pengeluaran tidak berulang, meskipun pembayarannya dapat disebarakan 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. Dalam penelitian ini, yang termasuk dalam *Capex* antara lain : Separator, AGRU, pompa, pipa, dll. Perhitungan biaya *Capex* dilakukan dengan estimasi seluruh komponen biaya berdasarkan basis data harga yang diperoleh dari proyek pengembangan gas sebelumnya, atau aturan umum yang berlaku. Estimasi harga atau biaya dilakukan

berdasarkan perbandingan kapasitas peralatan atau parameter lain yang dianggap memiliki bobot linear terhadap basis harga.

2.5.2 *Opex (Operational Expenditure)*

Opex merupakan biaya yang berhubungan langsung dengan operasional suatu bisnis, peralatan ataupun komponen. Umumnya *Opex* dibagi dalam dua bagian, yaitu *Variable Cost* dan *Fixed Cost*. *Variable Cost* adalah biaya yang secara proporsional langsung berkaitan dengan jumlah produk yang dihasilkan. Biaya yang termasuk dalam kategori ini antara lain : bahan kimia, bahan konsumsi, bahan bakar dan energi (listrik). *Fixed Cost* adalah biaya yang tidak proporsional langsung berkaitan dengan jumlah produk yang dihasilkan. Biaya yang termasuk di dalam kategori *fixed cost* ini antara lain : SDM, biaya pemeliharaan, biaya *Overhead* (pajak, asuransi, administrasi, dll).

Dalam penelitian ini *Opex* tidak termasuk dalam perhitungan biaya karena ruang lingkup penelitian merupakan bagian yang tidak terpisahkan dari keseluruhan sistem pengembangan gas yang melingkupi area Wellhead Cluster dan CPP, termasuk fasilitas Gas, Condensate dan Produced Water Treatment.

2.5.3 **Perkiraan Biaya**

Metode perkiraan biaya yang sering dipakai antara lain ([Soeharto 1997](#)) :

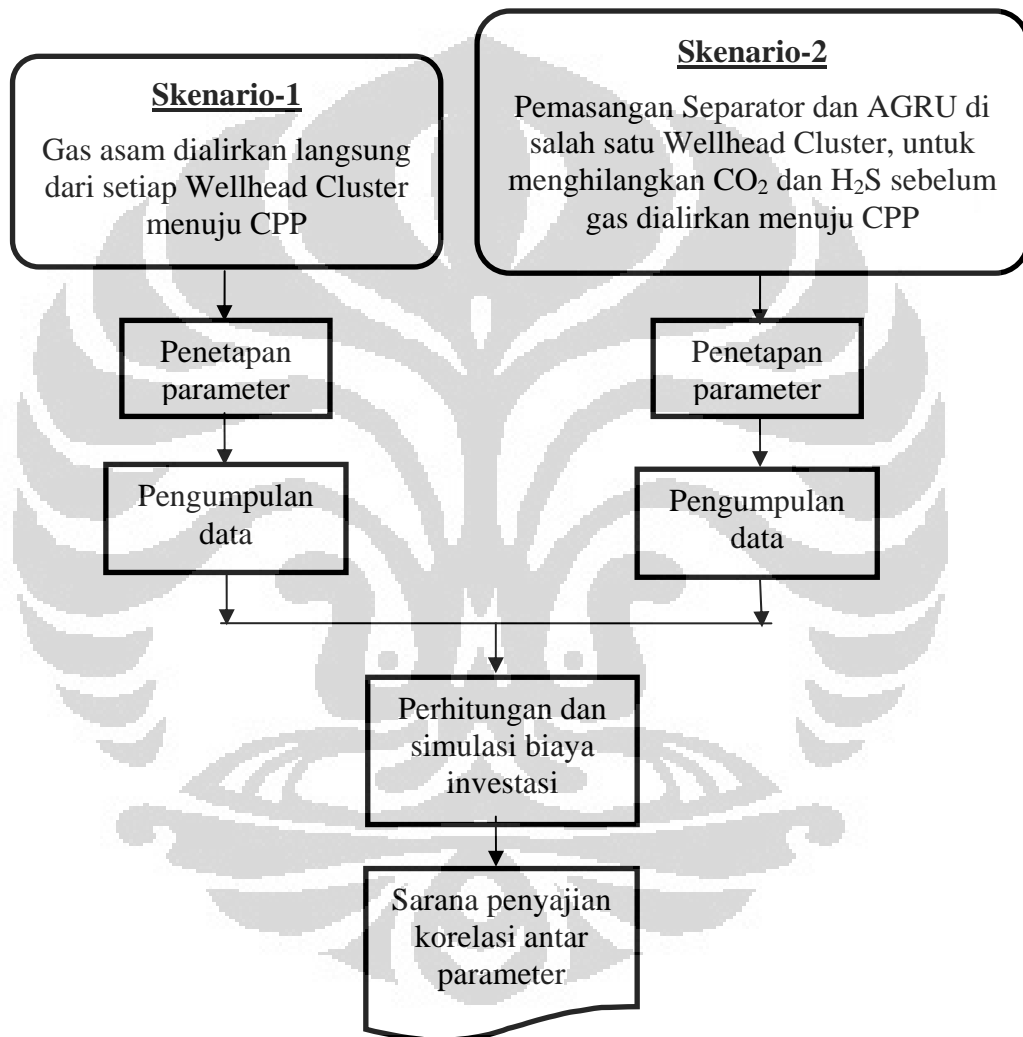
- Metode parametrik (pendekatan matematis yang mengkaitkan biaya dengan karakteristik fisik tertentu dari obyek)
- Memakai daftar indeks harga dan informasi proyek terdahulu
- Metode menganalisis unsur-unsurnya
- Menggunakan metode faktor
- *Quantity take-off* dan harga satuan (*unit price*)
- Memakai data dan informasi proyek yang bersangkutan

Dalam penelitian ini, perhitungan biaya akan menggunakan metode parametrik, *Quantity take-off* dan harga satuan (*unit price*) berdasarkan perkiraan biaya untuk proyek pengembangan lapangan gas X.

BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1 Metodologi

Berdasarkan tujuan masalah yang terdapat dalam BAB 1, maka disusunlah tahapan penelitian yang berisi langkah-langkah dalam melakukan perhitungan dan perbandingan biaya investasi seperti terlihat pada gambar di bawah ini :

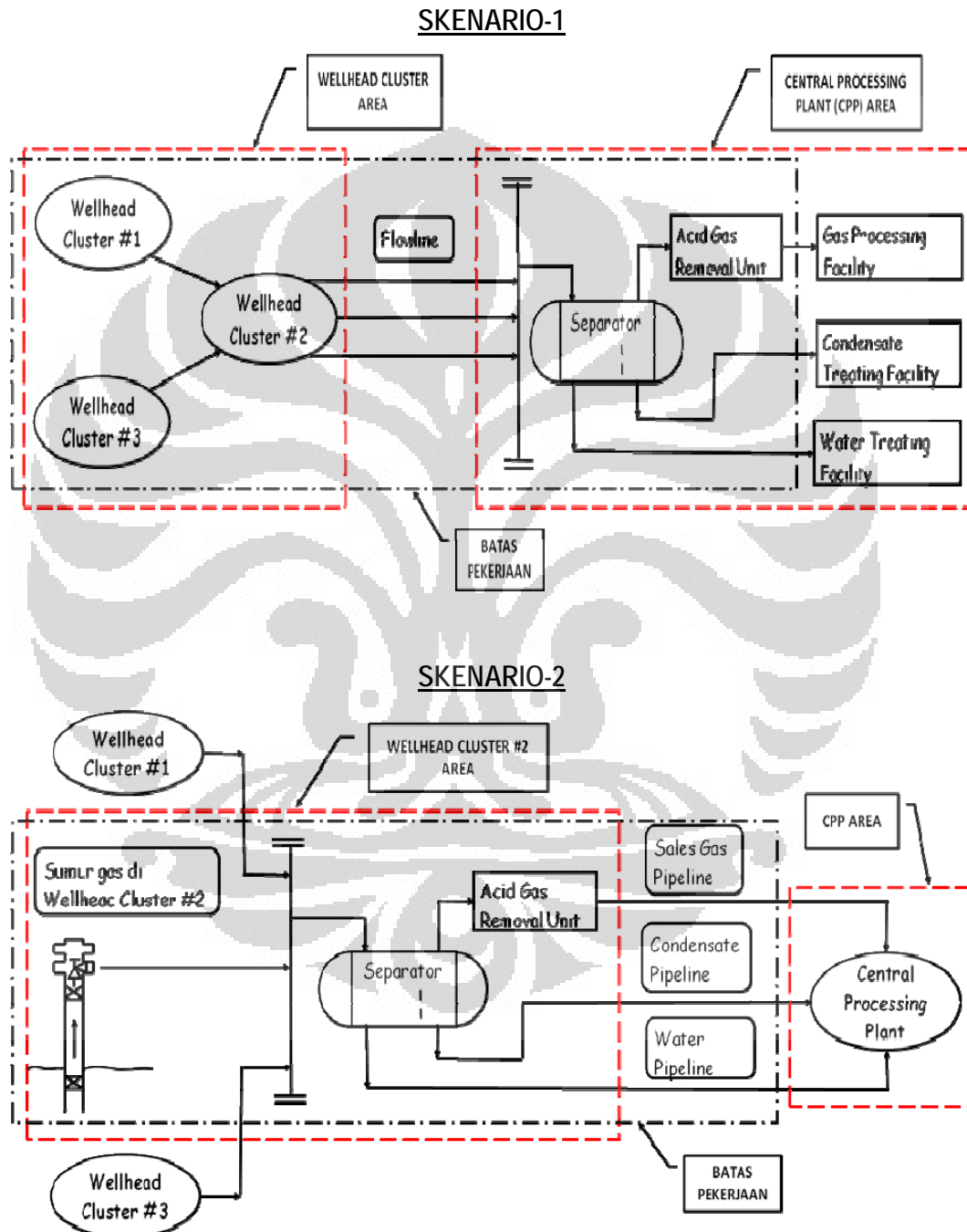


Gambar 3.1 Tahapan penelitian

Dalam penelitian ini digunakan 2 skenario yang dianggap mewakili kegiatan pengembangan lapangan gas baru yang telah dilakukan di Indonesia. Masing-masing skenario memiliki keuntungan dan kerugian dalam beberapa hal,

namun penelitian ini akan membahas dari sisi perkiraan biaya investasi yang diperlukan dan faktor-faktor penting yang mempengaruhi besarnya biaya investasi tersebut.

Secara garis besar, skema proses untuk masing-masing skenario tersebut terlihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 3.2 Skema untuk Skenario-1 dan Skenario-2

Pada skenario-1 ruang lingkup pekerjaan meliputi area di sekitar *Wellhead Cluster*, jalur pipa *Flowline* dari masing-masing *Cluster*, dan unit Separator serta Acid Gas Removal Unit (AGRU) di fasilitas pengolahan gas pusat (CPP) yang terletak pada jarak tertentu. Gas dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 dialirkan melalui *Flowline* sepanjang 1 km menuju Wellhead Cluster #2, lalu masing-masing *Flowline* menuju CPP dengan menggunakan ROW (*Right Of Way*) yang sama. Material pipa yang digunakan untuk *Flowline* bervariasi, dengan mengacu pada proses pemilihan material berdasarkan kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas. Proses AGRU di CPP menggunakan metode adsorpsi dengan larutan kimia MDEA.

Dalam skenario-2, diasumsikan unit Separator dan AGRU dibangun di salah satu cluster, dalam hal ini Wellhead Cluster #2. Gas yang berasal dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 akan dialirkan melalui *Flowline* sepanjang 1 km menuju Wellhead Cluster #2, kemudian digabung dalam suatu Manifold dan dialirkan menuju Separator dan AGRU untuk menghilangkan kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas. Selanjutnya *Sweet Gas* dari Wellhead Cluster #2 bersama-sama dengan air dan kondensat hasil proses, akan dialirkan menuju CPP menggunakan pipa Carbon Steel untuk proses lebih lanjut. Proses AGRU di Wellhead Cluster #2 menggunakan metode adsorpsi dengan larutan kimia MDEA.

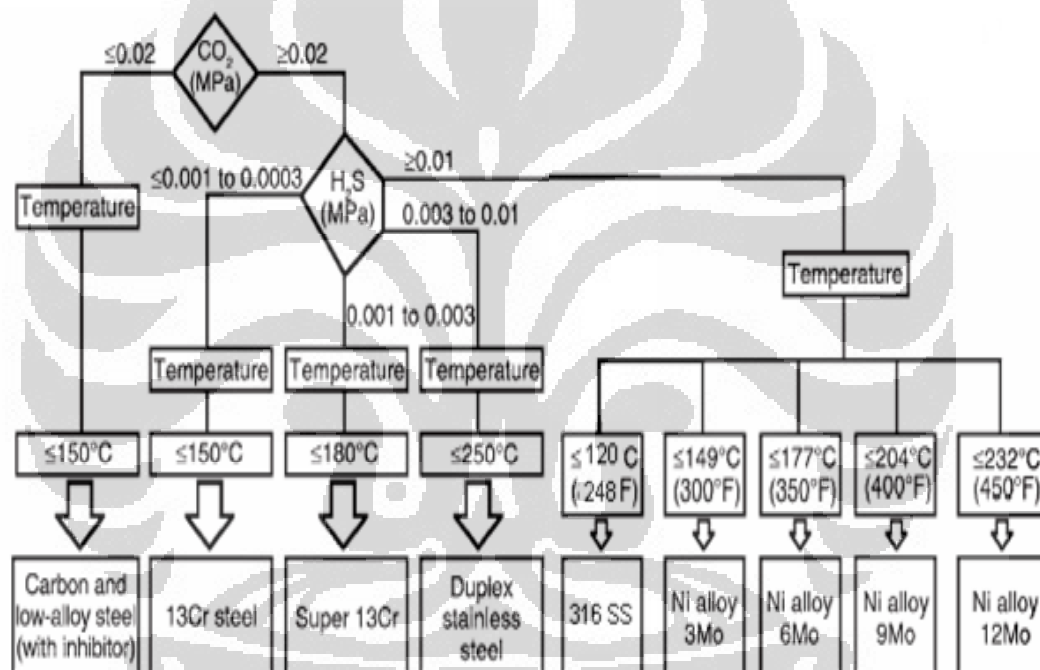
Sebelum melakukan perbandingan biaya investasi, dilakukan tahapan analisa yang sama untuk setiap skenario, yaitu : penetapan parameter, pengumpulan data, tahap perhitungan dan simulasi biaya investasi.

3.2 Penetapan Parameter

Tahap ini bertujuan untuk menentukan parameter-parameter yang berkaitan dengan proses operasi untuk masing-masing skenario. Parameter yang akan ditentukan antara lain : spesifikasi gas dari sumur, kandungan CO₂ dan H₂S, laju alir, tekanan dan temperatur, jarak antara Wellhead Cluster #2 dengan CPP, serta peralatan yang akan digunakan dalam proses AGRU. Beberapa parameter akan dibuat sama untuk semua skenario untuk memudahkan simulasi, dengan variasi bebas hanya pada laju alir, tekanan parsial H₂S serta jarak antara *Wellhead*

Cluster #2 dengan CPP. Variasi masukan laju alir yang digunakan adalah : 10, 50, dan 100 MMSCFD. Tekanan parsial CO₂ dalam gas untuk setiap skenario diasumsikan 14 psia dan variasi tekanan parsial H₂S adalah : 1.5, 5 dan 15 psia. Variasi jarak antara Wellhead Cluster #2 dengan CPP adalah : 1, 5, dan 10 km.

Berdasarkan parameter-parameter tersebut, dilakukan proses pemilihan material dan pembuatan *Process Flow Diagram* (PFD) yang menggambarkan skema proses yang terjadi untuk masing-masing skenario. Pemilihan material pipa *Flowline* dilakukan berdasarkan ketentuan dalam NACE MR-0175 / ISO 15156, yaitu berdasarkan tekanan parsial CO₂ dan H₂S dalam gas, seperti terlihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 3.3 Pemilihan material pipa berdasarkan tekanan parsial CO₂ dan H₂S

3.3 Pengumpulan Data

Tahap pengumpulan data berisi kegiatan perhitungan untuk diameter dan ketebalan pipa, serta ukuran peralatan-peralatan yang terdapat dalam PFD untuk masing-masing skenario. Penentuan diameter dan ketebalan pipa berdasarkan parameter tekanan dalam (*internal pressure*) dan temperatur operasi pipa. Sedangkan perhitungan ukuran peralatan-peralatan dalam PFD, dilakukan melalui

pemodelan proses menggunakan program HYSIS dan metode *Quick Size* yang terdapat dalam program tersebut. Dalam tahap ini juga dilakukan identifikasi komponen-komponen pembiayaan secara detail untuk pembangunan jalur pipa *Flowline* dan pembiayaan fasilitas lainnya sesuai batasan pekerjaan untuk masing-masing skenario, sehingga perhitungan biaya dapat memberikan nilai total investasi yang valid berdasarkan kondisi yang telah ditetapkan.

Data-data komponen biaya yang termasuk dalam perhitungan antara lain :

1. Perkiraan biaya untuk pekerjaan desain (Process, Piping, Mechanical, Civil, Instrument, dll).
2. Biaya material untuk pipa, peralatan proses dan peralatan pendukung lainnya (utilitas, listrik, dll).
3. Biaya pekerjaan konstruksi (pekerjaan awal, pengelasan dan pemasangan pipa bawah tanah, pengetesan, dll).

Komponen pembiayaan diperoleh dari pelaksanaan proyek pengembangan gas yang telah dilakukan sebelumnya, termasuk faktor estimasi biaya dan aturan umum (*rule of thumb*) dalam memperkirakan biaya yang berkaitan dengan proyek serupa.

3.4 Perhitungan dan Simulasi Biaya Investasi

Dalam tahap ini dilakukan perhitungan biaya investasi untuk masing-masing skenario dalam bentuk tabel. Perhitungan meliputi seluruh komponen biaya yang telah diperoleh dari tahap pengumpulan data, dan ditambah dengan simulasi biaya berdasarkan variasi bebas yang telah ditetapkan sebelumnya. Secara total akan dihasilkan 54 perhitungan biaya investasi yang akan dibandingkan dalam tahap selanjutnya.

3.5 Sarana Penyajian Korelasi antar Parameter

Hasil yang diperoleh dari tahap sebelumnya akan diolah menjadi suatu sarana yang dapat menampilkan hubungan atau korelasi antar parameter, seperti hubungan antara biaya investasi dengan material pipa, laju alir, jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP, dan skenario *Wellhead Cluster* yang sesuai

terhadap masing-masing parameter. Sarana tersebut dapat berupa perhitungan sederhana, suatu matriks, atau dalam bentuk bagan tertentu yang dapat memberikan gambaran bagi investor dalam studi pengembangan suatu lapangan gas dengan tingkat keasaman tertentu.



BAB 4

PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

4.1 Penetapan Parameter Skenario-1

Skenario-1 menggambarkan kondisi dimana *Flowline* dari masing-masing *Wellhead Cluster* menuju ke CPP seperti terlihat di gambar 3.2. Selanjutnya gas dialirkan ke Separator dan fasilitas AGRU yang terletak di CPP. Beberapa parameter operasi untuk Skenario-1 perlu ditentukan sebelum melakukan analisa lebih lanjut. Parameter – parameter tersebut meliputi :

1. Spesifikasi gas alam dari *Wellhead Cluster*.

Spesifikasi gas diasumsikan sama untuk masing-masing *Wellhead Cluster*, dan menggunakan referensi spesifikasi gas berdasarkan Proyek Pengembangan Gas Lapangan X. Beberapa komponen dari spesifikasi gas tersebut disesuaikan dengan batasan penelitian dan simulasi untuk Skenario-1. Tekanan operasi gas dari kepala sumur (*Wellhead*) diasumsikan 1000 psig dan temperatur 113 °F. Tekanan 1000 psig tersebut akan ditahan oleh Choke valve sehingga turun menjadi 475 psig dan masuk ke *Flowline*. Laju alir gas dalam *Flowline* bervariasi antara 10, 50, dan 100 MMSCFD. Untuk memudahkan simulasi, maka laju alir tersebut dibagi rata sehingga *Flowline* dari masing-masing *Cluster* akan seragam (*typical*).

Tekanan parsial CO₂ di *Flowline* telah ditentukan sebesar 14 psia dan variasi tekanan parsial H₂S adalah : 1.5, 5 dan 15 psia. Variasi tekanan parsial tersebut akan berpengaruh pada perhitungan persentase mol CO₂ dan H₂S berikut ini :

- Persentase mol CO₂ = Tekanan parsial CO₂ / Tekanan total
= 14 psia / 489.7 psia = 0.0286

- Persentase mol H₂S = Tekanan parsial H₂S / Tekanan total

Untuk tek. parsial H₂S = 1.5 psia, maka persentase mol H₂S = 0.0031

Untuk tek. parsial H₂S = 5 psia, maka persentase mol H₂S = 0.0102

Untuk tek. parsial H₂S = 15 psia, maka persentase mol H₂S = 0.0306

Spesifikasi gas untuk masing-masing *Wellhead Cluster* terlihat di bawah ini :

Tabel 4.1 Komposisi gas dari *Wellhead Cluster*

Komposisi Gas dari Wellhead Cluster			
Komponen	Fraksi Mol		
	Tekanan Parsial H ₂ S = 1.5 psia	Tekanan Parsial H ₂ S = 5 psia	Tekanan Parsial H ₂ S = 15 psia
H ₂ S	0.0031	0.0102	0.0306
Nitrogen	0.0314	0.0243	0.0039
CO ₂	0.0286	0.0286	0.0286
Methane	0.8198	0.8198	0.8198
Ethane	0.014	0.014	0.014
Propane	0.011	0.011	0.011
i-Butane	0.0031	0.0031	0.0031
n-Butane	0.0031	0.0031	0.0031
i-Pentane	0.0017	0.0017	0.0017
n-Pentane	0.001	0.001	0.001
n-Hexane	0.0007	0.0007	0.0007
C7+*	0.0034	0.0034	0.0034
H ₂ O	0.0791	0.0791	0.0791
TOTAL	1	1	1

2. Basis untuk desain *Flowline*.

Dalam Skenario-1, *Flowline* dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 dialirkan menuju Wellhead Cluster #2 masing-masing sepanjang 1 km. Kemudian menggunakan ROW (*Right Of Way*) yang sama, ketiga *Flowline* tersebut dialirkan menuju CPP dengan jarak bervariasi 1, 5, dan 10 km. Desain untuk *Flowline* mengacu pada standar ASME B31.8 (Gas Transmission and Distribution Piping Systems).

Sebagai basis perhitungan diameter pipa, kecepatan fluida \leq kecepatan erosi dalam pipa (API RP 14E). Pemilihan material *Flowline* berdasarkan ketentuan dalam NACE MR-0175 / ISO 15156, dengan faktor utama tekanan parsial CO₂ dan H₂S. Berdasarkan Gambar 3.3 di BAB 3, untuk kondisi temperatur operasi 45 °C, tekanan parsial CO₂ sebesar 14 psia dan tekanan parsial H₂S sebesar 1.5, 5 dan 15 psia, maka material *Flowline* adalah 22% Cr Duplex SS (A790 GR.S31803), SS 316L (A312 TP 316L) dan Incoloy 825 (API 5L-X52, 3mm INCOLOY 825 Clad internally).

3. Basis untuk desain Separator.

Pada Separator diasumsikan terjadi proses pemisahan fasa gas, air dan kondensat secara sempurna (tidak terjadi *carry over*). Tekanan gas minimum di *inlet* Separator diasumsikan sebesar 400 psig dan penurunan tekanan yang terjadi dalam Separator (*pressure drop*) maksimal sebesar 5 psi. Waktu penyimpanan (*retention time*) *liquid* dalam Separator adalah 3 menit. Material yang digunakan untuk Separator mengikuti material untuk *Flowline*. Volume dari Separator untuk setiap simulasi, diperoleh dari perhitungan *Quick Size* dalam pemodelan HYSIS.

4. Basis untuk desain sistem perpipaan (*piping system*).

Sistem perpipaan dari Manifold ke Separator, dan pipa dari Separator menuju AGRU, pipa *Produced Water* dan *Condensate*, mengacu pada standar ASME B31.3 (*Process Piping*). Untuk perhitungan diameter pipa gas yang menuju ke AGRU diasumsikan *pressure drop* maksimum sebesar 0.5 psi/100ft, dan kecepatan maksimum sebesar 10 ~ 30 ft/s. Sedangkan untuk perhitungan pipa *Produced Water* dan *Condensate* diasumsikan *pressure drop* maksimum sebesar 4 psi/100ft, dan kecepatan fluida = 2 ~ 7 ft/s. Material yang digunakan untuk pipa gas dari Separator mengikuti material *Flowline*, sedangkan material untuk pipa *Produced Water* dan *Condensate* menggunakan Carbon Steel.

Asumsi untuk panjang sistem perpipaan adalah sebagai berikut :

- Panjang pipa dari Manifold ke Separator = 12 m
- Panjang pipa gas dari Separator menuju AGRU = 24 m
- Panjang pipa gas dari AGRU menuju fasilitas selanjutnya = 12 m
- Panjang pipa *Produced Water* dari Separator = 24 m
- Panjang pipa *Condensate* dari Separator = 24 m

5. Basis untuk desain AGRU.

Desain untuk fasilitas AGRU di CPP menggunakan referensi dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dimana pemisahan CO₂ dan H₂S dilakukan dengan proses adsorpsi menggunakan regenerasi *amine* tipe MDEA (*Methyl Di-Ethanol Amine*). Peralatan-peralatan yang digunakan dalam proses ini

merupakan suatu kesatuan (*package*) berlisensi, sehingga ukuran dan material untuk peralatan yang digunakan dalam proses ini merupakan hasil analisa dan perhitungan *Licensor*, dengan mengacu pada ketentuan parameter yang sama.

Secara garis besar, ada tiga sistem proses dalam AGRU tersebut, yaitu :

- Sistem absorpsi gas
- Sistem regenerasi Amine
- Sistem tambahan (hydrocarbon Skimming, Anti-Foam Injection, dan Solvent Storage and Make-up)

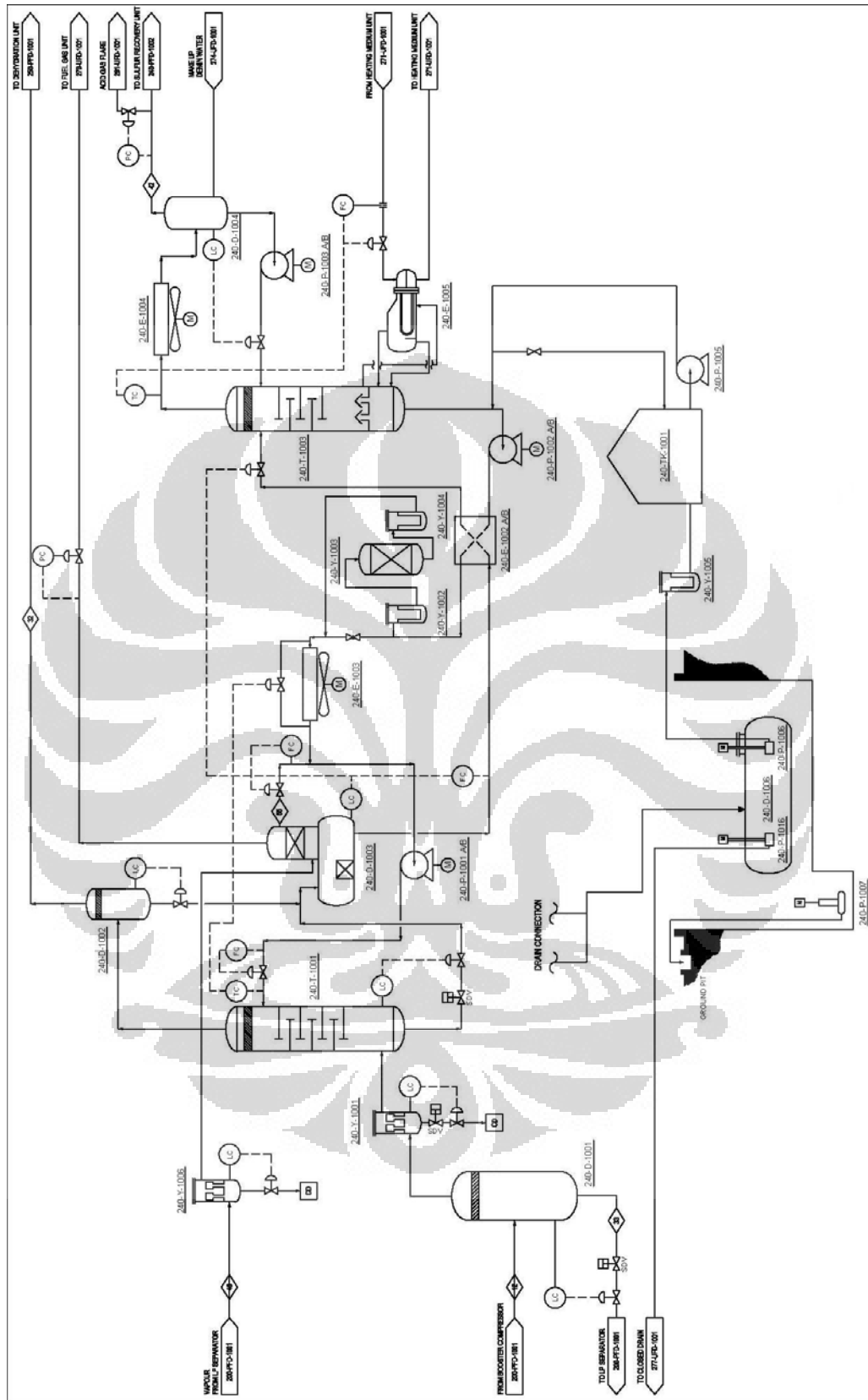
Peralatan-peralatan yang terdapat dalam proses AGRU tersebut :

- | | |
|--------------------------|---------------------------------|
| - Feed Gas KO Drum | - Amine Cooler |
| - Feed Gas Coalescer | - Amine Mechanical Filter |
| - Acid Gas Absorber | - Amine Activated Carbon Filter |
| - Sweet Gas KO Drum | - Amine / Amine Heat Exchanger |
| - Acid Gas Flash Drum | - Amine Carbon After Filter |
| - Amine Pump | - Amine Booster Pump |
| - Amine Sump Drum & Pump | - Amine Stripper Column |
| - Amine Drain Filter | - Sump Pump |
| - Drain Hydrocarbon Pump | - LP Gas Coalescer |
| - Stripper Condenser | - Stripper Reflux Drum |
| - Stripper Reflux Pump | - Stripper Reboiler |
| - Amine Tank | - Amine Transfer Pump |

Ketentuan parameter dalam proses AGRU adalah sebagai berikut :

- *Pressure drop* (maks.) = 10 psi
- Temperatur gas outlet = 140 °F
- Tekanan gas outlet (min.) = 440 psig
- Kandungan CO₂ dalam gas outlet (maks.) ≤ 2%
- Kandungan H₂S dalam gas outlet (maks.) = 15 ppm.

PFD (*Process Flow Diagram*) untuk proses AGRU dapat dilihat pada gambar berikut :

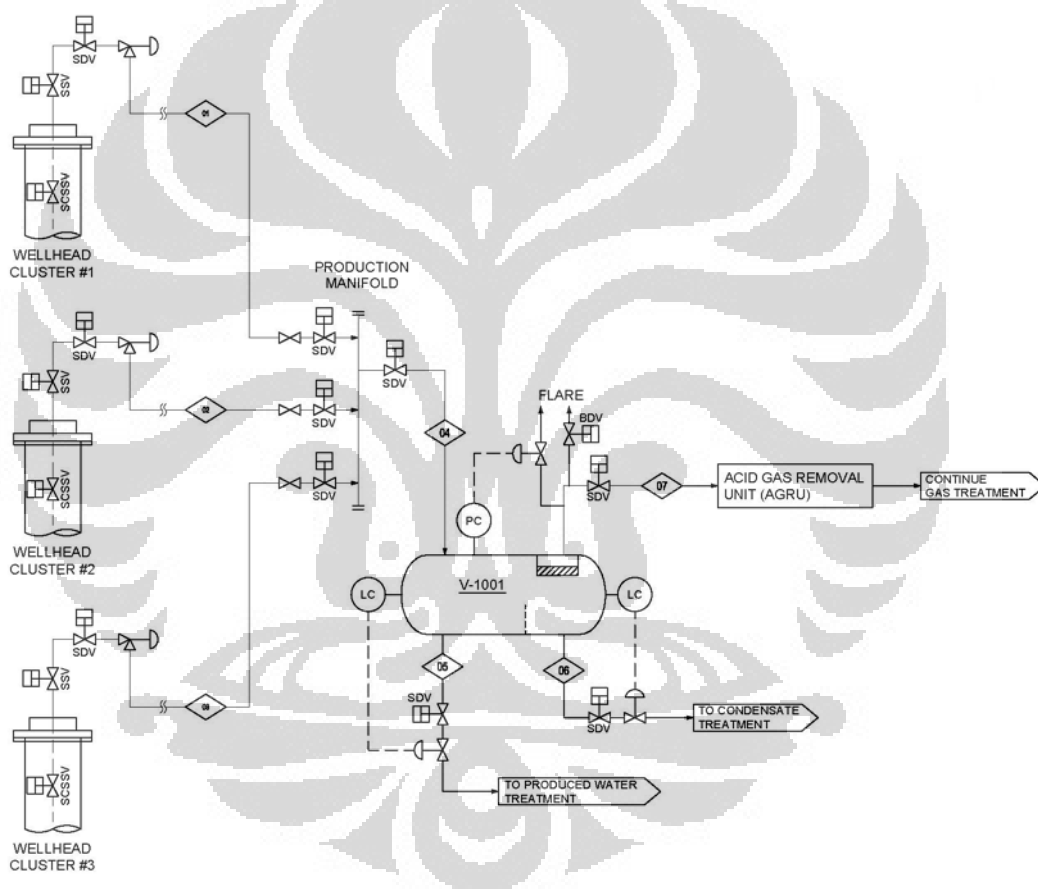


Gambar 4.1 *Process Flow Diagram* AGRU

Sumber : Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, PT. Y (2008)

Dalam penelitian ini tidak dilakukan perhitungan ukuran (*sizing*) peralatan-peralatan yang terdapat dalam proses AGRU, melainkan akan menggunakan basis data dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X. Perbandingan investasi AGRU dari masing-masing simulasi dilakukan berdasarkan perbandingan total *molar flow* kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas yang dihilangkan.

Berdasarkan parameter-parameter yang telah ditetapkan, maka disusunlah aliran proses pengembangan gas untuk Skenario-1 seperti terlihat pada PFD berikut :



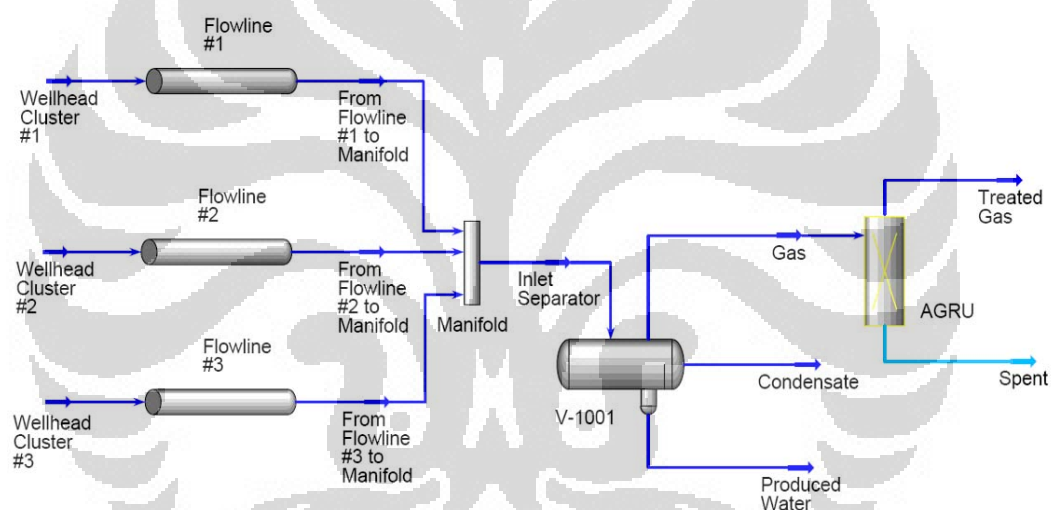
Gambar 4.2 *Process Flow Diagram* Skenario-1

Ruang lingkup pekerjaan dimulai dari pipa setelah Choke Valve pada kepala sumur (*Wellhead*), sehingga seluruh peralatan dan pipa di bagian upstream dari Choke Valve (termasuk Choke Valve), tidak termasuk dalam perhitungan. Batas akhir Skenario-1 adalah pipa *Sweet Gas* hasil keluaran AGRU yang akan dialirkan ke fasilitas *Gas Treatment* selanjutnya (misal : Dehydration Unit), pipa

Produced Water menuju *Produced Water Treatment* dan pipa *Condensate* menuju *Condensate Treatment*.

4.2 Pengumpulan Data Skenario-1

Pemodelan proses menggunakan HYSIS diperlukan untuk mengetahui kondisi parameter di setiap titik agar sesuai dengan kriteria yang telah ditetapkan dan mempermudah simulasi perhitungan ukuran peralatan yang digunakan berdasarkan variasi bebas seperti dijelaskan di Sub Bab 4.1. Pemodelan dilakukan dalam kondisi *Steady State*, dengan ruang lingkup sesuai PFD yang telah ditetapkan. Pemodelan proses dengan HYSIS untuk Skenario-1 terlihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 4.3 Model HYSIS Skenario-1

Tahapan analisa menggunakan HYSIS untuk Skenario-1 dijelaskan dalam Lampiran 1. Perhitungan diameter pipa untuk masing-masing simulasi dilakukan secara manual menggunakan *Spreadsheet* (Lampiran 2).

Berdasarkan hasil perhitungan, maka diameter pipa hanya dipengaruhi oleh parameter laju alir dan jarak antara Wellhead Cluster #2 ke CPP. Untuk *Flowline*, diperoleh diameter pipa sebesar 4", 8" dan 12". Hasil perhitungan diameter pipa untuk Skenario-1 terlihat pada tabel berikut :

Tabel 4.2 Diameter pipa (Skenario-1)

No.	Jalur pipa		Diameter Pipa (Inch)		
			Laju alir = 10 MMSCFD	Laju alir = 50 MMSCFD	Laju alir = 100 MMSCFD
	Dari	Ke			
1	WHC #1	Manifold	4	8	12
2	WHC #2	Manifold	4	8	12
3	WHC #3	Manifold	4	8	12
4	Manifold	Separator	6	10	14
5	Separator	AGRU	6	12	16
6	Separator	WTP	2	2	2
7	Separator	CTP	2	2	2
8	AGRU	DHU	6	12	16

Volume Separator diperoleh melalui metode *Quick Size* dalam HYSIS, dengan hasil perhitungan volume Separator untuk masing-masing simulasi dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.3 Volume Separator (Skenario-1)

No.	Laju alir (MMSCFD)	Jarak WHC #2 ke CPP (km)	Volume Separator (m ³)
1	10	1	2,8
2		5	2,8
3		10	2,8
4	50	1	28,5
5		5	28,5
6		10	28,5
7	100	1	88,98
8		5	88,98
9		10	88,98

Pada tabel di atas terlihat bahwa volume Separator juga hanya dipengaruhi oleh parameter laju alir. Penurunan tekanan dalam *Flowline* tidak memberikan pengaruh dalam perhitungan volume Separator.

Gas dari Separator selanjutnya dialirkan ke fasilitas AGRU. AGRU, total *molar flow* kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas yang dihilangkan oleh fasilitas AGRU untuk masing-masing simulasi dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.4 Total *molar flow* CO₂ dan H₂S yang dihilangkan (Skenario-1)

No.	pH ₂ S (psia)	Laju alir (MMSCFD)	Perubahan Mole Flow CO ₂ dan H ₂ S (lbmole/hr)
1	1.5	10	31,25
2		50	156,39
3		100	312,80
4	5	10	38,27
5		50	191,35
6		100	382,70
7	15	10	60,36
8		50	301,81
9		100	603,61

Terlihat pada tabel di atas, bahwa total mole CO₂ dan H₂S yang harus dihilangkan dalam proses AGRU semakin besar untuk nilai tekanan parsial H₂S yang semakin tinggi. Data-data di atas nantinya akan menjadi basis untuk perhitungan biaya investasi Skenario-1, khususnya biaya *Flowline* dan peralatan utama. Selain dua hal tersebut, terdapat beberapa komponen biaya lainnya yang dimasukkan dalam perhitungan. Secara keseluruhan komponen-komponen biaya tersebut (material dan pekerjaan) beserta metode maupun asumsi biaya yang dipakai dalam perhitungan adalah sebagai berikut :

1. Biaya pekerjaan desain (*Engineering*).

Estimasi biaya untuk pekerjaan desain, berdasarkan *rule of thumb* pelaksanaan suatu proyek EPC (*Engineering, Procurement and Construction*) adalah sebesar 10% dari nilai total proyek keseluruhan.

2. Biaya peralatan utama.

- Separator

Perhitungan biaya untuk Separator menggunakan metode estimasi perbandingan volume terhadap basis harga penawaran Separator dari Vendor untuk Proyek Pengembangan Gas Lapangan X. Separator yang digunakan memiliki volume 22 m³. Harga Separator dengan volume tersebut dan menggunakan material 316SS (Clad) = 333,350 USD, untuk

material 22% Cr DSS (Clad) = 433,500 USD, dan material Incoloy 825 (Clad) = 875,000 USD.

- Acid Gas Removal Unit (AGRU)

Perhitungan biaya untuk AGRU menggunakan metode estimasi kapasitas dengan perbandingan total *molar flow* kandungan CO₂ dan H₂S yang dihilangkan dari gas. Basis data harga berdasarkan fasilitas AGRU yang digunakan dalam Proyek Pengembangan Gas Lapangan X dengan total *molar flow* CO₂ dan H₂S yang dihilangkan = 480 lbmole/hr. Harga keseluruhan fasilitas AGRU tersebut (mencakup harga peralatan, piping inerkoneksi, dan instrumentasi) sebesar 5,410,000 USD.

3. Biaya pekerjaan Sipil (*Civil Works*).

- Pekerjaan Sipil di area *Wellhead Cluster*

Untuk Skenario-1, diasumsikan tidak ada pekerjaan Sipil di area *Wellhead Cluster* karena di area tersebut hanya terdapat peralatan kepala sumur.

- Pekerjaan Sipil untuk instalasi *Flowline*

Pekerjaan Sipil meliputi *Clearing & Grading*, *Excavation* dan *Back Filling* untuk ROW *Flowline*, dengan asumsi tidak terdapat *Road Crossing* maupun *River Crossing* sepanjang ROW. Dalam penelitian ini diasumsikan lebar ROW *Flowline* = 6 m dengan kedalaman 1 m. Biaya untuk pekerjaan (*unit rate*) sebesar 24 USD/m³.

- Pekerjaan Sipil di area CPP

Pekerjaan Sipil diasumsikan hanya untuk pondasi Separator dan pondasi peralatan-peralatan AGRU. Pekerjaan site preparation untuk area di sekitar Manifold, Separator dan AGRU diasumsikan termasuk ruang lingkup CPP, sehingga tidak dimasukkan dalam perhitungan. Basis volume Concrete untuk pondasi menggunakan data dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dimana untuk Separator dengan volume 22 m³ memerlukan volume Concrete 20 m³, sedangkan untuk pondasi peralatan AGRU menggunakan metode yang sama untuk perhitungan biaya

peralatan AGRU dengan basis volume Concrete 190 m³. Biaya untuk pekerjaan pondasi Concrete (termasuk material) adalah 175 USD/m³.

4. Biaya pekerjaan Piping (*Piping Works*).

- Pekerjaan Piping di area *Wellhead Cluster*

Untuk Skenario-1, diasumsikan tidak ada pekerjaan Piping di area *Wellhead Cluster*, karena telah dimasukkan dalam pekerjaan instalasi *Flowline*.

- Pekerjaan Piping untuk instalasi *Flowline* dan perpipaan di area CPP

Dalam penelitian ini pekerjaan Piping meliputi biaya material dan instalasi pipa, dengan asumsi perhitungan biaya untuk instalasi hanya untuk kegiatan pengelasan pipa (welding). Kegiatan lainnya seperti Testing (Hydrotest & NDT), Coating dan Painting tidak dimasukkan dalam perhitungan karena jumlah Testing Package antara Skenario-1 dan Skenario-2 tidak berbeda, dan korosi eksternal pada pipa diabaikan. Perhitungan biaya menggunakan basis harga dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dimana unit rate untuk welding pipa CS = 45 USD/dia-in, welding pipa SS = 60 USD/dia-in, welding pipa Duplex SS = 70 USD/dia-in, dan welding pipa CRA = 80 USD/dia-in.

5. Biaya pekerjaan Instrument

Estimasi biaya untuk pekerjaan Instrument, baik untuk material maupun instalasi dalam pelaksanaan suatu proyek EPC (*Engineering, Procurement and Construction*) adalah sebesar 10% dari biaya peralatan-peralatan yang terpasang.

6. Biaya pekerjaan Elektrikal (*Electrical Works*).

Dalam Skenario-1 diasumsikan tidak ada pekerjaan Elektrikal di area *Wellhead Cluster* karena tidak ada peralatan yang memerlukan listrik di area tersebut. Selain itu *Flowline* diasumsikan tidak memerlukan Cathodic Protection (sesuai asumsi korosi eksternal pipa diabaikan). Untuk area CPP,

kebutuhan listrik bagi peralatan-peralatan di proses AGRU diasumsikan terpenuhi oleh daya listrik terpasang untuk keseluruhan proses di CPP.

Berdasarkan data-data komponen biaya di atas, tahap selanjutnya adalah melakukan perhitungan total biaya investasi Skenario-1 untuk setiap simulasi berdasarkan variasi bebas yang telah ditetapkan.

4.3 Penetapan Parameter Skenario-2

Dalam Skenario-2, *Flowline* dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 menuju ke Wellhead Cluster #2, lalu masuk ke Separator dan AGRU yang terdapat di Wellhead Cluster #2 seperti seperti terlihat di gambar 3.2. Selanjutnya *Sweet Gas*, *Produced Water* dan *Condensate* hasil proses, dialirkan menuju CPP menggunakan *pipeline*. Parameter-parameter operasi untuk Skenario-2 meliputi :

1. Spesifikasi gas alam dari *Wellhead Cluster*.

Spesifikasi gas alam untuk masing-masing *Wellhead Cluster* menggunakan spesifikasi gas yang sama dengan Skenario-1, seperti terlihat di Tabel 4.1. Selain itu kondisi tekanan dan temperatur gas dari kepala sumur (*Wellhead*) juga diasumsikan 1000 psig dan temperatur 113 °F. Tekanan 1000 psig tersebut akan ditahan oleh Choke valve sehingga turun menjadi 475 psig dan masuk ke *Flowline*. Laju alir gas dalam *Flowline* bervariasi antara 10, 50, dan 100 MMSCFD. Untuk memudahkan simulasi, maka laju alir tersebut dibagi rata sehingga *Flowline* dari masing-masing *Cluster* akan seragam (*typical*).

2. Basis untuk desain *Flowline*

Dalam Skenario-2, *Flowline* dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 dialirkan menuju Manifold yang terdapat di Wellhead Cluster #2, masing-masing sepanjang 1 km. Desain untuk *Flowline* mengacu pada standar ASME B31.8 (*Gas Transmission and Distribution Piping Systems*). Basis perhitungan diameter pipa dan material yang digunakan adalah sama seperti Skenario-1.

3. Basis untuk desain Separator dan Pompa.

Separator berada di area Wellhead Cluster #2 sehingga tekanan gas maksimum di *inlet* Separator sebesar tekanan gas yang keluar dari Wellhead Cluster #2 (setelah choke Valve), yaitu sebesar 475 psig. Proses pemisahan fasa gas, air dan kondensat dalam Separator juga diasumsikan sempurna (tidak terjadi *carry over*), dengan *pressure drop* maksimal sebesar 5 psi dan waktu penyimpanan (*retention time*) *liquid* dalam Separator adalah 3 menit. Material yang digunakan untuk Separator mengikuti material untuk *Flowline*.

Dalam Skenario-2, *Produced Water* dan *Condensate* hasil keluaran Separator akan dialirkan ke CPP dengan jarak bervariasi 1, 5, dan 10 km. Akibatnya diperlukan pompa untuk *Produced Water* dan *Condensate*, yang akan bekerja sesuai level ketinggian air dan kondensat dalam Separator. Pompa yang digunakan adalah pompa Sentrifugal dengan efisiensi pompa sebesar 75 %. Volume dari Separator dan daya yang dibutuhkan Pompa untuk setiap simulasi diperoleh dari pemodelan HYSIS.

4. Basis untuk desain sistem perpipaan (*piping system*)

Sistem perpipaan dari Manifold ke Separator dan pipa gas dari Separator menuju AGRU mengacu pada standar ASME B31.3 (*Process Piping*). Untuk perhitungan diameter pipa gas yang menuju ke AGRU diasumsikan *pressure drop* maksimum sebesar 0.5 psi/100ft, dan kecepatan maksimum sebesar 10 ~ 30 ft/s. Asumsi untuk panjang sistem perpipaan adalah sebagai berikut :

- Panjang pipa dari Manifold ke Separator = 12 m
- Panjang pipa gas dari Separator menuju AGRU = 24 m
- Panjang pipa dari Wellhead Cluster #2 ke Manifold = 24 m
- Panjang pipa *Produced Water* dari Separator ke pompa = 6 m
- Panjang pipa *Condensate* dari Separator ke pompa = 6 m

5. Basis untuk desain AGRU

Desain dan ketentuan parameter untuk fasilitas AGRU di Wellhead Cluster #2 diasumsikan sama dengan fasilitas AGRU dalam Skenario-1, yaitu menggunakan referensi dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X. Hal ini

untuk memudahkan analisa dan perbandingan biaya antara Skenario-1 dengan Skenario-2. Perbandingan investasi AGRU dari masing-masing simulasi dilakukan berdasarkan perbandingan total *molar flow* kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas yang dihilangkan.

6. Basis untuk desain *Pipeline*

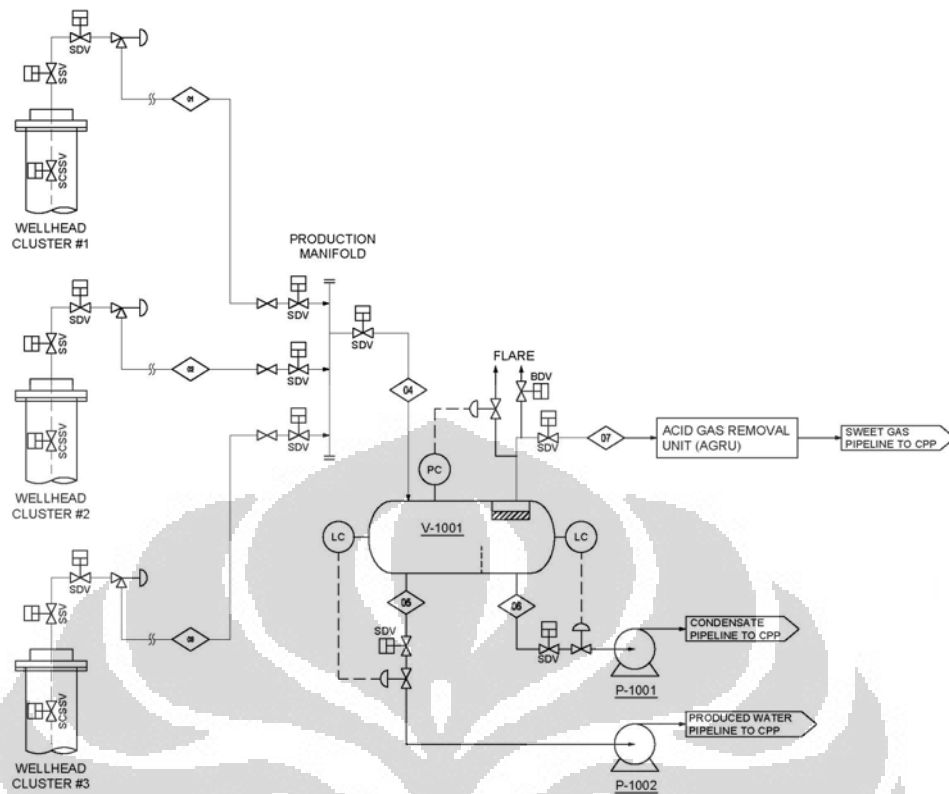
Ada 3 *pipeline* dari Wellhead Cluster #2 menuju CPP dengan menggunakan ROW yang sama, yaitu *Sweet Gas pipeline*, *Produced Water pipeline* dan *Condensate pipeline*. Panjang *pipeline* tersebut ke CPP bervariasi, yaitu 1, 5, dan 10 km. Desain untuk *Sweet Gas pipeline* mengacu pada standar ASME B31.8 (*Gas Transmission and Distribution Piping Systems*), sedangkan untuk *Produced Water* dan *Condensate pipeline* mengacu pada standar ASME B31.4 (*Pipeline Transportation Systems for Liquid Hydrocarbons and other Liquids*).

Untuk perhitungan diameter *Sweet Gas pipeline*, diasumsikan *pressure drop* maksimum sebesar 0.5 psi/100ft, dan kecepatan maksimum sebesar 10 ~ 30 ft/s. Sedangkan untuk *Produced Water* dan *Condensate pipeline* diasumsikan *pressure drop* maksimum sebesar 4 psi/100ft, dan kecepatan maksimum sebesar 7 ft/s. Material yang digunakan untuk masing-masing *pipeline* adalah Carbon Steel (A106 Gr.B). Selain itu, tekanan *Sweet Gas* di CPP diasumsikan 450 psig, dan tekanan *Produced Water* dan *Condensate* di CPP masing-masing 480 psig.

7. Basis untuk desain Flare

Dalam Skenario-2, diharuskan terdapat Flare untuk membakar gas-gas beracun CO₂ dan H₂S sisa proses dari AGRU. Desain untuk Flare menggunakan referensi dari Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dimana digunakan Flare berdiameter 8 inch, dan tinggi 10 m dengan asumsi laju alir maksimum gas buang dari AGRU (CO₂ dan H₂S) sebesar 2.5 MMSCFD.

Berdasarkan parameter yang telah ditentukan, maka disusunlah aliran proses pengembangan gas untuk Skenario-2 seperti terlihat pada PFD berikut :

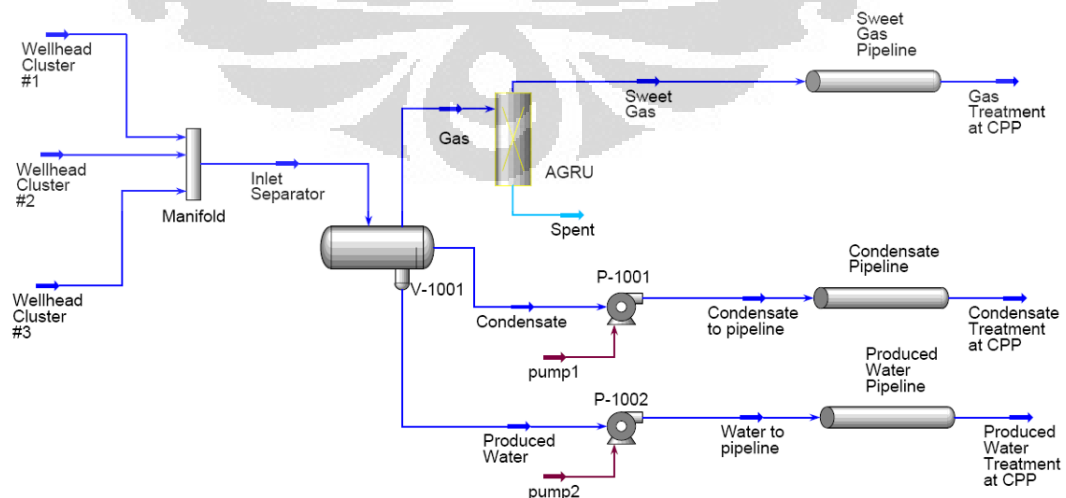


Gambar 4.4 *Process Flow Diagram* Skenario-2

Pada PFD di atas terlihat perlunya tambahan pompa untuk *Produced Water* dan *Condensate pipeline*, serta Flare untuk pembakaran *gas venting*.

4.4 Pengumpulan Data Skenario-2

Model HYSIS untuk Skenario-2 terlihat pada gambar berikut :



Gambar 4.5 Model HYSIS Skenario-2

Sama seperti tahap pengumpulan data untuk Skenario-1, perhitungan diameter pipa untuk masing-masing simulasi dalam Skenario-2 dilakukan secara manual menggunakan Spreadsheet (Lampiran 1). Hasil perhitungan diameter pipa untuk Skenario-2 terlihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 4.5 Diameter pipa (Skenario-2)

No.	Jalur pipa		Diameter Pipa (Inch)		
	Dari	Ke	Laju alir = 10 MMSCFD	Laju alir = 50 MMSCFD	Laju alir = 100 MMSCFD
1	WHC #1	Manifold			
2	WHC #2	Manifold	4	8	12
3	WHC #3	Manifold	4	8	12
4	Manifold	Separator	6	10	14
5	Separator	AGRU	6	12	16
6	Separator	Water Pump	2	2	2
7	Separator	Cond. Pump	2	2	2
8	AGRU	Gas ppl	6	12	16
9	Water Pump	Water ppl	2	2	3
10	Cond. Pump	cond. Ppl	2	2	2

Volume Separator yang diperoleh berdasarkan *Quick Size* HYSIS untuk masing-masing simulasi dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.6 Volume Separator (Skenario-2)

No.	Laju alir (MMSCFD)	Jarak WHC #2 ke CPP (km)	Volume Separator (m ³)
1	10	1	2,8
2		5	2,8
3		10	2,8
4	50	1	28,5
5		5	28,5
6		10	28,5
7	100	1	88,98
8		5	88,98
9		10	88,98

Total *molar flow* kandungan CO₂ dan H₂S dalam gas yang dihilangkan oleh fasilitas AGRU untuk masing-masing simulasi dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel 4.7 Total *molar flow* CO₂ dan H₂S yang dihilangkan (Skenario-2)

No.	pH ₂ S (psia)	Laju alir (MMSCFD)	Perubahan Mole Flow CO ₂ dan H ₂ S (lbmole/hr)
1	1.5	10	31,25
2		50	156,39
3		100	347,54
4	5	10	38,27
5		50	191,34
6		100	312,79
7	15	10	60,35
8		50	301,78
9		100	603,58

Komponen-komponen biaya untuk Skenario-2 umumnya sama dengan komponen biaya dalam Skenario-1. Komponen biaya Skenario-2 beserta metode maupun asumsi biaya yang dipakai dalam perhitungan adalah sebagai berikut :

1. Biaya pekerjaan desain (*Engineering*).

Besarnya biaya *Engineering* Skenario-2 adalah sama dengan Skenario-1, yaitu sebesar 30% dari nilai total proyek keseluruhan.

2. Biaya peralatan utama.

- Separator dan AGRU

Perhitungan biaya dalam Skenario-2 untuk Separator dan AGRU menggunakan ketentuan yang sama dengan Skenario-1.

- Pompa untuk *Produced Water* dan *Condensate pipeline*

Perhitungan biaya untuk pompa menggunakan metode estimasi perbandingan daya pompa terhadap basis harga penawaran dari Vendor untuk Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dimana pompa *Produced Water* dengan daya 11 kW berharga 51,700 USD dan pompa *Condensate* dengan daya 250 kW berharga 474,500 USD. Daya pompa diperoleh dari hasil simulasi dalam HYSIS berdasarkan varias bebas yang telah ditentukan.

- Flare
Seperti telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.3, dimana untuk Skenario-2 digunakan Flare berdiameter 8” (Carbon Steel) dan tinggi 10 m, dengan basis harga dari Vendor sebesar 131,800 USD. Untuk Flare tersebut tidak dilakukan perbandingan kapasitas, karena porsi harga terbesar dalam Flare adalah *Ignition System* yang memiliki harga sama untuk laju alir gas buang dari AGRU hingga 2.5 MMSCFD.

3. Biaya pekerjaan Sipil (*Civil Works*).

- Pekerjaan Sipil di area *Wellhead Cluster*
Untuk Skenario-2, diasumsikan tidak ada pekerjaan Sipil di area Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3. Namun untuk Wellhead Cluster #2 terdapat pekerjaan Civil untuk peralatan Separator dan AGRU yang meliputi Site Preparation, pondasi Separator dan pondasi peralatan-peralatan AGRU. Perhitungan biaya untuk Site Preparation menggunakan estimasi kebutuhan kebutuhan luas area untuk Separator dan AGRU berdasarkan Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, seluas 1,000 m² dengan unit rate = 15 USD/m². Sedangkan perhitungan biaya untuk pondasi Separator dan pondasi peralatan-peralatan AGRU menggunakan ketentuan seperti dalam Skenario-1.
- Pekerjaan Sipil untuk instalasi *Flowline* dan *Pipeline*
Perhitungan biaya instalasi *Flowline* dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 ke Wellhead Cluster #2, serta *pipeline* untuk *Sweet Gas*, *Produced Water* dan *Condensate* dari Wellhead Cluster #2 ke CPP, menggunakan ketentuan yang sama seperti perhitungan pekerjaan Civil untuk *Flowline* dalam Skenario-1.
- Pekerjaan Sipil di area CPP
Untuk Skenario-2 diasumsikan tidak ada pekerjaan Sipil di area CPP, karena di area tersebut tidak terdapat peralatan yang termasuk dalam ruang lingkup pekerjaan Skenario-2.

4. Biaya pekerjaan Piping (*Piping Works*).

- Pekerjaan Piping di area *Wellhead Cluster*

Dalam Skenario-2, diasumsikan tidak ada pekerjaan Piping di area Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3, karena telah dimasukkan dalam pekerjaan instalasi *Flowline*. Sedangkan pekerjaan Piping di area Wellhead Cluster #2 menggunakan ketentuan yang sama dengan pekerjaan Piping dalam Skenario-1.

- Pekerjaan Piping untuk instalasi *Flowline* dan *Pipeline*

Perhitungan biaya instalasi *Flowline* dari Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3 ke Wellhead Cluster #2, serta *pipeline* untuk *Sweet Gas*, *Produced Water* dan *Condensate* dari Wellhead Cluster #2 ke CPP, menggunakan ketentuan yang sama seperti perhitungan pekerjaan Piping untuk *Flowline* dalam Skenario-1.

- Pekerjaan Piping di area CPP

Untuk Skenario-2, diasumsikan tidak ada pekerjaan Piping di area CPP.

5. Biaya pekerjaan Elektrikal (*Electrical Works*).

Dalam Skenario-2 diasumsikan tidak ada pekerjaan Elektrikal di area Wellhead Cluster #1 dan Wellhead Cluster #3. Sedangkan di area Wellhead Cluster #2 terdapat kebutuhan listrik bagi peralatan-peralatan di proses AGRU dan pompa untuk *Produced Water* serta *Condensate*. Kebutuhan listrik tersebut dipenuhi melalui pemasangan peralatan penunjang seperti Transformator dan MV Switchgear serta kabel listrik bawah tanah (*underground cable*) dari CPP menuju Wellhead Cluster #2. Instalasi *underground cable* tersebut diasumsikan dalam ROW yang sama dengan *pipeline*, sehingga biaya pekerjaan sudah termasuk dalam biaya pekerjaan Civil untuk *pipeline*. Sedangkan perhitungan biaya kabel listrik menggunakan basis data penawaran harga dari Vendor untuk Proyek Pengembangan Gas Lapangan X, dengan unit rate 61 USD/m. Biaya peralatan yang digunakan untuk total daya 680 kW adalah sebesar 87,000 USD.

4.5 Perhitungan Biaya Investasi

Dengan menggunakan semua ketentuan parameter dan data-data estimasi biaya yang telah dijelaskan, selanjutnya dilakukan perhitungan biaya untuk Skenario-1 dan Skenario-2. Perhitungan detail untuk masing-masing simulasi dalam setiap skenario, dapat dilihat dalam Lampiran 3. Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, diperoleh total biaya untuk Skenario-1 dan Skenario-2 sebagai berikut :

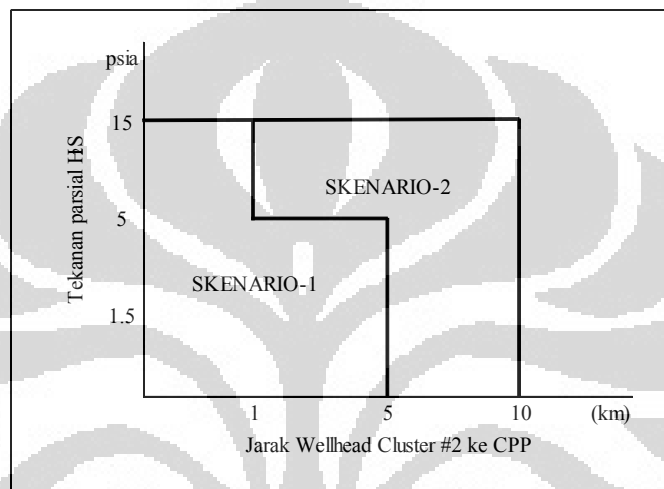
Tabel 4.8 Summary perhitungan biaya Skenario-1 dan Skenario-2

No.	pH ₂ S (psia)	Laju alir (MMSCFD)	Jarak WHC #2 ke CPP (km)	Biaya Skenario-1 (USD)	Biaya Skenario-2 (USD)
1	1.5	10	1	1,539,342	2,098,435
2			5	3,509,089	3,430,186
3			10	5,978,864	5,102,466
4		50	1	4,711,248	4,349,511
5			5	8,794,855	6,158,948
6			10	13,922,010	8,516,753
7		100	1	9,794,833	8,850,941
8			5	17,739,121	11,221,834
9			10	27,669,481	14,185,450
10	5	10	1	1,492,450	1,970,347
11			5	3,176,286	3,308,171
12			10	5,281,081	4,980,451
13		50	1	4,593,437	4,506,171
14			5	7,617,645	6,325,642
15			10	11,397,905	8,659,141
16		100	1	8,865,639	7,393,170
17			5	13,377,267	9,764,064
18			10	19,016,802	12,727,680
19	15	10	1	3,705,155	5,407,887
20			5	9,743,275	6,745,711
21			10	17,290,925	8,417,991
22		50	1	10,394,469	8,266,791
23			5	21,764,509	10,086,263
24			10	35,977,059	12,496,946
25		100	1	19,435,101	15,616,384
26			5	36,137,061	17,987,277
27			10	57,014,511	20,950,894

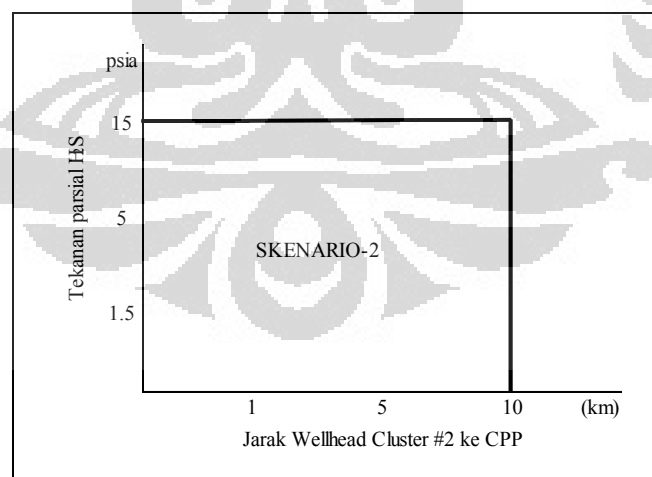
4.6 Analisa Hasil Perhitungan

4.6.1 Pengaruh Skenario Wellhead Cluster

Berdasarkan data dalam Tabel 4.8 di atas, terlihat bahwa secara umum Skenario-2 memiliki total biaya investasi yang lebih kecil dibandingkan dengan Skenario-1. Namun khusus untuk laju alir = 10 MMSCFD dan jarak antara Wellhead Cluster ke CPP = 1 ~ 5 km, maka Skenario-1 memiliki total biaya yang lebih kecil hingga hampir sama dengan Skenario-2. Hal ini dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 4.6 (a) Pemilihan skenario berdasarkan laju alir ≤ 10 MMSCFD

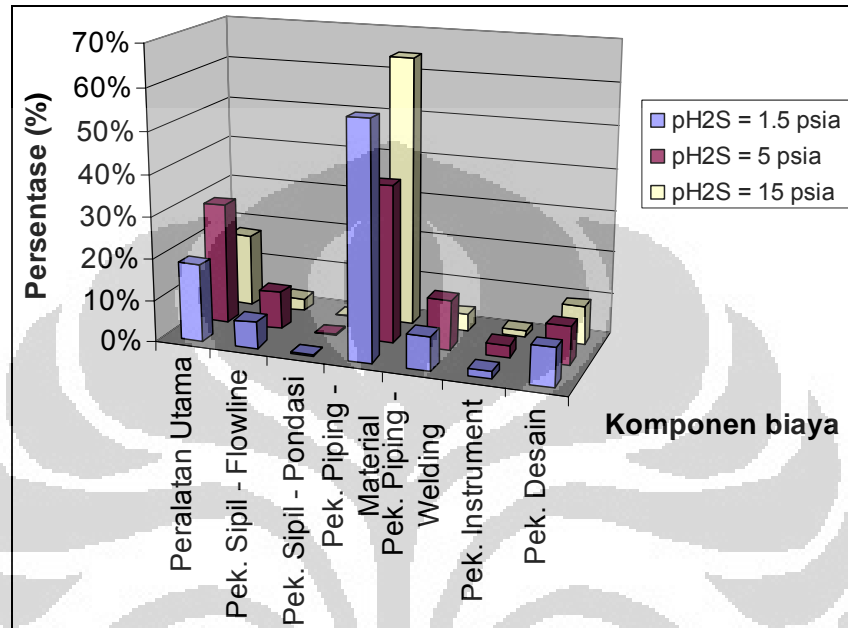


Gambar 4.6 (b) Pemilihan skenario berdasarkan laju alir di atas 10 MMSCFD

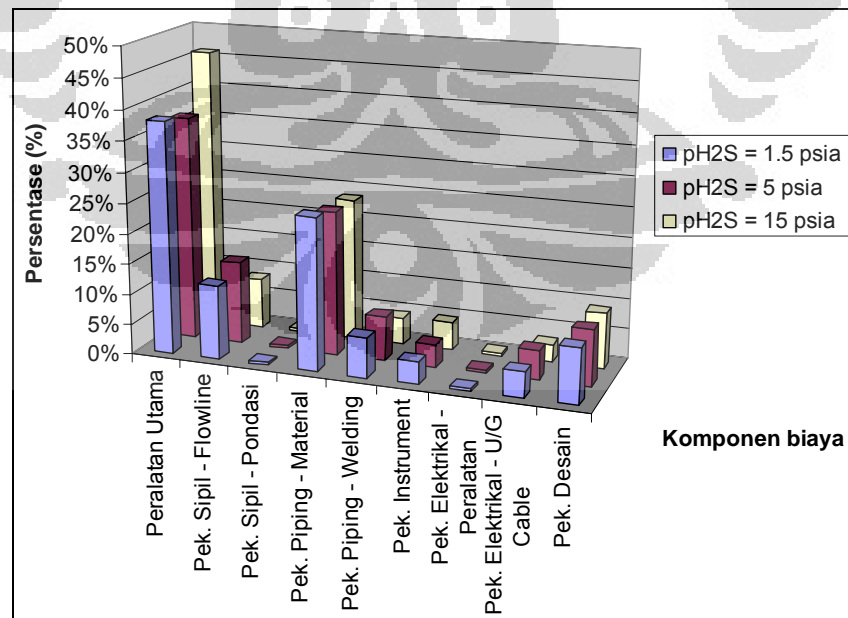
Berdasarkan gambar di atas, pengembang dapat menentukan sistem *Wellhead Cluster* yang akan digunakan dalam pengembangan lapangan gas baru.

4.6.2 Pengaruh Komponen Biaya

Dalam perhitungan biaya untuk masing-masing skenario, terdapat komponen pembiayaan yang sangat berpengaruh terhadap nilai total keseluruhan. Persentase setiap komponen biaya terhadap total biaya keseluruhan dapat dilihat pada gambar berikut ini :



Gambar 4.7 (a) Persentase komponen biaya Skenario-1



Gambar 4.7 (b) Persentase komponen biaya Skenario-2

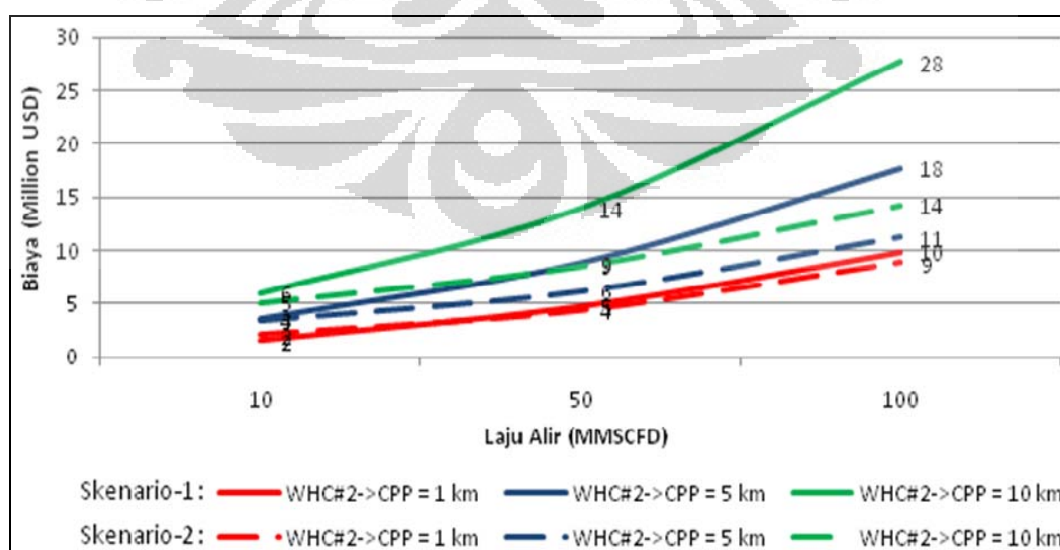
Berdasarkan gambar di atas terlihat bahwa untuk Skenario-1, Pekerjaan Piping - Material merupakan komponen biaya paling besar, sedangkan untuk Skenario-2, Peralatan Utama merupakan komponen biaya yang paling besar. Hal ini menunjukkan bahwa jika pengembang akan menggunakan sistem *Wellhead Cluster* seperti Skenario-1, maka fokus utama adalah melakukan studi pemilihan material Flowline yang paling ekonomis, sehingga mendapatkan harga yang serendah mungkin untuk menekan biaya investasi yang harus dikeluarkan.

Jika menggunakan Skenario-2, maka pengembang harus fokus dalam peralatan proses yang akan digunakan, khususnya teknologi AGRU yang paling ekonomis. Seperti telah dijelaskan dalam BAB 2, bahwa selain menggunakan metode adsorpsi larutan Amine, terdapat teknologi pemisahan gas asam menggunakan Membrane dengan jumlah peralatan yang lebih sedikit.

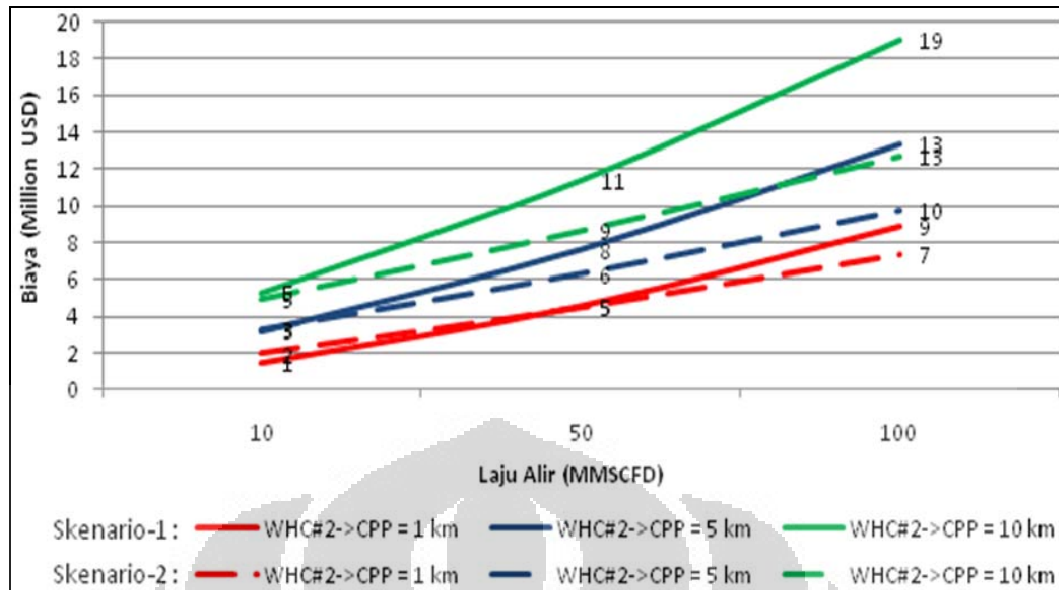
4.6.3 Pengaruh Variasi Bebas

Seperti telah dijelaskan sebelumnya, terdapat tiga variasi bebas dalam penelitian ini, yaitu laju alir, tekanan parsial H₂S dan jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP. Masing-masing variasi bebas memiliki pengaruh dalam perhitungan, sehingga perlu dilakukan analisa terhadap kenaikan total biaya untuk setiap simulasi.

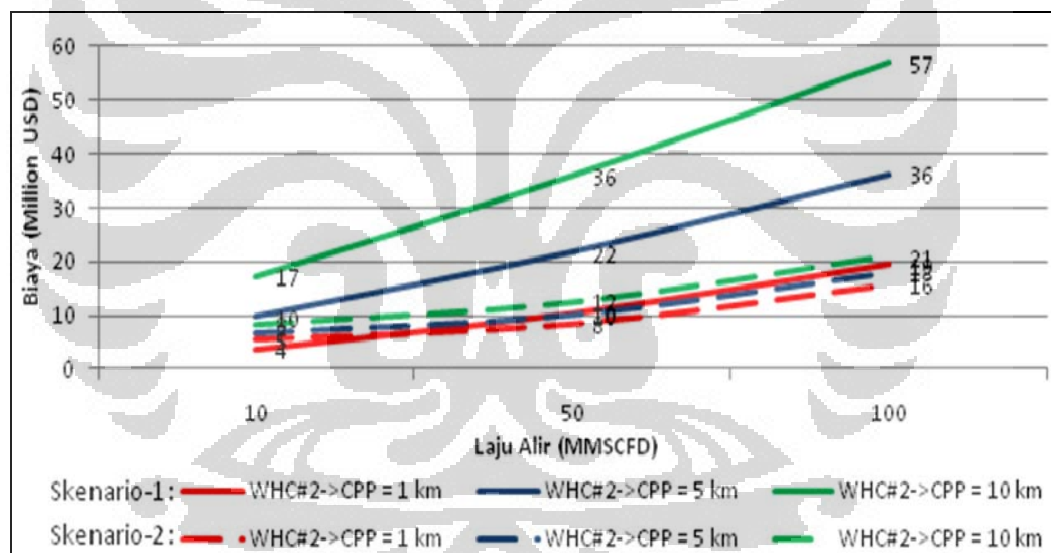
Pengaruh dari variasi bebas terhadap total biaya secara keseluruhan dapat dilihat pada gambar di bawah ini :



Gambar 4.8 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk p_{H₂S} = 1.5 psia



Gambar 4.9 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk pH₂S = 5 psia



Gambar 4.10 Pengaruh variasi bebas terhadap biaya untuk pH₂S = 15 psia

Analisa terhadap tren kenaikan biaya berdasarkan pengaruh variasi bebas laju alir, tekanan parsial H₂S dan jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP dalam Skenario-1 adalah sebagai berikut :

1. Untuk laju alir = 10 MMSCFD dan tekanan parsial H₂S = 1.5 ~ 5 psia, maka kenaikan biaya sebesar ± 2 juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari

Wellhead Cluster ke CPP. Sedangkan untuk tekanan parsial $H_2S = 15$ psia, kenaikan biaya sebesar $\pm 6 \sim 7$ juta USD untuk penambahan jarak yang sama.

2. Untuk laju alir = 50 MMSCFD dan tekanan parsial $H_2S = 1.5$ psia, maka kenaikan biaya sebesar $\pm 4 \sim 5$ juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari *Wellhead Cluster* ke CPP. Sedangkan untuk tekanan parsial $H_2S = 5$ psia, kenaikan biaya sebesar ± 3 juta USD, dan untuk tekanan parsial $H_2S = 15$ psia, maka kenaikan biaya sebesar $\pm 12 \sim 14$ juta untuk penambahan jarak yang sama.
3. Untuk laju alir = 100 MMSCFD dan tekanan parsial $H_2S = 1.5$ psia, maka kenaikan biaya sebesar $\pm 8 \sim 10$ juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari *Wellhead Cluster* ke CPP. Sedangkan untuk tekanan parsial $H_2S = 5$ psia, kenaikan biaya sebesar $\pm 4 \sim 6$ juta USD, dan tekanan parsial $H_2S = 15$ psia, maka kenaikan biaya sebesar $\pm 17 \sim 21$ juta untuk penambahan jarak yang sama.
4. Untuk tekanan parsial $H_2S = 1.5$ psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir $10 \sim 50$ MMSCFD berkisar $\pm 0.075 \sim 0.2$ juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir $50 \sim 100$ MMSCFD, peningkatan biaya berkisar $\pm 0.1 \sim 0.28$ juta USD/MMSCFD.
5. Untuk tekanan parsial $H_2S = 5$ psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir $10 \sim 50$ MMSCFD berkisar $\pm 0.1 \sim 0.15$ juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir $50 \sim 100$ MMSCFD, peningkatan biaya berkisar $\pm 0.08 \sim 0.16$ juta USD/MMSCFD.
6. Untuk tekanan parsial $H_2S = 15$ psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir $10 \sim 50$ MMSCFD berkisar $\pm 0.15 \sim 0.475$ juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir $50 \sim 100$ MMSCFD, peningkatan biaya berkisar $\pm 0.18 \sim 0.42$ juta USD/MMSCFD.

Analisa terhadap tren kenaikan biaya berdasarkan pengaruh variasi bebas dalam Skenario-2 adalah sebagai berikut :

1. Untuk laju alir = 10 MMSCFD dan tekanan parsial H₂S = 1.5 ~ 15 psia, maka kenaikan biaya sebesar ± 1 ~ 2 juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari *Wellhead Cluster* ke CPP.
2. Untuk laju alir = 50 MMSCFD dan tekanan parsial H₂S = 1.5 ~ 15 psia, maka kenaikan biaya sebesar ± 2 ~ 3 juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari *Wellhead Cluster* ke CPP.
3. Untuk laju alir = 100 MMSCFD dan tekanan parsial H₂S = 1.5 psia, maka kenaikan biaya sebesar ± 2 ~ 3 juta USD untuk setiap 5 km penambahan jarak dari *Wellhead Cluster* ke CPP.
4. Untuk tekanan parsial H₂S = 1.5 psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir 10 ~ 50 MMSCFD berkisar ± 0.05 ~ 0.1 juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir 50 ~ 100 MMSCFD, peningkatan biaya berkisar ± 0.1 juta USD/MMSCFD.
5. Untuk tekanan parsial H₂S = 5 psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir 10 ~ 50 MMSCFD berkisar ± 0.075 ~ 0.1 juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir 50 ~ 100 MMSCFD, peningkatan biaya berkisar ± 0.04 ~ 0.08 juta USD/MMSCFD.
6. Untuk tekanan parsial H₂S = 15 psia dan jarak yang sama, maka peningkatan biaya untuk rentang laju alir 10 ~ 50 MMSCFD berkisar ± 0.075 ~ 0.1 juta USD/MMSCFD. Sedangkan untuk rentang laju alir 50 ~ 100 MMSCFD, peningkatan biaya berkisar ± 0.16 ~ 0.18 juta USD/MMSCFD.

Berdasarkan hasil analisa di atas, maka pengembang dapat memperkirakan total biaya investasi yang diperlukan berdasarkan parameter laju alir, tekanan parsial H₂S, serta jarak antara *Wellhead Cluster* dengan CPP yang dipilih.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perhitungan dan analisa biaya yang telah dilakukan dalam BAB 4, maka dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut :

1. Komponen biaya yang paling berpengaruh dalam Skenario-1 adalah biaya material pipa sedangkan dalam Skenario-2 adalah peralatan utama, sehingga jika menggunakan sistem *Wellhead Cluster* seperti Skenario-1, maka diperlukan studi pemilihan material Flowline yang paling ekonomis. Jika menggunakan Skenario-2, maka pengembang harus fokus dalam peralatan proses, khususnya fasilitas pemisahan gas asam (AGRU) yang ekonomis.
2. Secara umum, Skenario-2 memiliki total biaya investasi yang lebih kecil dibandingkan dengan Skenario-1. Namun untuk laju alir 10 MMSCFD dan jarak *Wellhead Cluster* ke CPP hingga 1 km, Skenario-1 lebih ekonomis dibanding Skenario-2.
3. Perkiraan besarnya biaya investasi yang diperlukan dalam pengembangan lapangan gas baru dapat menggunakan ketentuan hasil analisa dalam BAB 4, yaitu berdasarkan tren peningkatan total biaya untuk setiap penambahan 5 km jarak antara *Wellhead Cluster* ke CPP, dan peningkatan total biaya per MMSCFD untuk jarak yang sama.

5.2 Saran

- Perlunya analisa tambahan dengan memasukkan faktor untung-rugi untuk masing-masing skenario, sehingga memberikan masukan tambahan bagi pengembang selain total biaya investasi yang diperlukan.
- Penambahan rentang variasi parameter dan komponen biaya lainnya yang belum termasuk dalam penelitian ini, sehingga dapat memberikan hasil korelasi antar parameter terhadap total biaya yang lebih baik.

DAFTAR REFERENSI

1. Aji, G. I. (2010). *Analisa Laju Korosi Berdasarkan Perbandingan Hasil Kupon, Corrosion Modelling, Dan Pengukuran Metal Loss Pada Sistem Perpipaan Minyak Dan Gas Bumi Di Lapangan Lepas Pantai*. Teknik Metalurgi dan Material. Depok, Universitas Indonesia. Magister Teknik.
2. Blank, Leland & Tarquin, Anthony (2000). *Engineering Economy” 6th Edition*. USA : Mc Graw Hill.
3. Craig, B. D. (2003). *Selection Guidelines for Corrosion Resistant Alloys in the Oil and Gas Industry*.
4. NACE (2002). *NACE MR-0175 : Sulphide Stress Cracking Resistance Metallic Materials for Oilfield Equipment*. Texas, USA, NACE International.
5. Perry, Robert H. & Green, Don (1985). *Perry’s Chemical Engineer’s Handbook 6th Edition*. USA : Mc Graw Hill.
6. Rameshni P.E., Mahin (2000). British Sulphur Conference: “*Strategies for Sour Gas Field Development*”.
7. Smith, Liane., Celant, Mario., Pourbaix, Antoine (2000). *A Guideline to the Successful use of Duplex Stainless Steels for Flowlines*. Duplex America 2000 Conference, KCI Publishing BV.
8. Soeharto, Iman (1997). *Manajemen Proyek : Dari Konseptual Sampai Operasional*. Jakarta : Erlangga.
9. Teknik Metalurgi, Universitas Indonesia (2009). *Presentation Material : Corrosion in Oilfield*.
10. Teknik Metalurgi, Universitas Indonesia (2009). *Presentation Material : Engineering Materials*.
11. Teknik Metalurgi, Universitas Indonesia (2009). *Presentation Material : Corrosion and its protection in Oil & Gas Production*.
12. Uhlig, H. H. (2000). *Uhlig’s Corrosion Handbook / edited by R. Winston Revie 2nd Edition*. John Wiley & Sons Inc.

Lampiran 1 : Tahapan analisa Model HYSYS

Tahapan analisa menggunakan HYSIS untuk perhitungan biaya Skenario-1 :

1. Input parameter temperatur, tekanan, laju alir, dan komposisi gas untuk Wellhead Cluster #1, Wellhead Cluster #2 dan Wellhead Cluster #3. Nilai parameter di atas berdasarkan ketentuan dalam Sub Bab 4.1 Spesifikasi gas alam dari Wellhead Cluster.
2. Input parameter tekanan dan temperatur untuk *Treated Gas*, berdasarkan ketentuan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain AGRU.
3. Input komposisi Split Fraction dalam AGRU. Untuk komponen CO₂ dan H₂S dimasukkan nilai awal 0.1, sedangkan komponen lainnya bernilai 1.
4. Melakukan perhitungan diameter pipa untuk masing-masing *Flowline* menggunakan Spreadsheet (terlihat dalam Lampiran 2), berdasarkan input parameter di setiap Wellhead Cluster dan kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain *Flowline*. Nilai *pressure drop* (psi/100ft) yang diperoleh akan menjadi input untuk nilai total *pressure drop* di masing-masing *Flowline* sesuai variasi panjang *Flowline* untuk setiap simulasi Skenario-1. Diameter pipa yang diperoleh, akan menjadi basis untuk perhitungan biaya yang berhubungan dengan diameter *Flowline*.
5. Memasukkan nilai total *pressure drop* di *Flowline* yang diperoleh dari Spreadsheet ke dalam model HYSIS.
6. Melakukan perhitungan volume Separator dengan menggunakan metode Quicksize. Hasil volume yang diperoleh menjadi basis perhitungan biaya yang berkaitan dengan Separator.
7. Mengecek kandungan CO₂ dan H₂S dalam *Treated Gas*, sesuai kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain AGRU. Jika hasilnya tidak memenuhi, maka dilakukan perubahan Split Fraction dalam AGRU. Jika hasilnya memenuhi, maka dilanjutkan dengan perhitungan diameter pipa.

Lampiran 1 : Tahapan analisa Model HYSYS (lanjutan)

8. Melakukan perhitungan diameter pipa dari Manifold menuju Separator, pipa *Produced Water* dan *Condensate* serta *Treated gas*, berdasarkan kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain sistem perpipaan. Diameter pipa yang diperoleh, akan menjadi basis untuk perhitungan biaya yang berhubungan dengan diameter pipa tersebut.
9. Melakukan perhitungan total biaya Skenario-1 berdasarkan biaya untuk masing-masing pekerjaan dalam Sub Bab 4.2, dengan menggunakan data yang diperoleh dari tahapan di atas. Hasil perhitungan biaya terlihat di Lampiran 3.

Tahapan analisa menggunakan HYSIS untuk perhitungan biaya Skenario-2 :

1. Input parameter temperatur, tekanan, laju alir, dan komposisi gas untuk Wellhead Cluster #1, Wellhead Cluster #2 dan Wellhead Cluster #3. Nilai parameter di atas berdasarkan ketentuan dalam Sub Bab 4.3 Spesifikasi gas alam dari Wellhead Cluster.
2. Input parameter tekanan dan temperatur untuk *Sweet Gas*, berdasarkan ketentuan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain AGRU.
3. Input komposisi Split Fraction dalam AGRU. Untuk komponen CO₂ dan H₂S dimasukkan nilai awal 0.1, sedangkan komponen lainnya bernilai 1.
4. Melakukan perhitungan volume Separator dengan menggunakan metode Quicksize. Hasil volume yang diperoleh menjadi basis perhitungan biaya yang berkaitan dengan Separator.
5. Mengecek kandungan CO₂ dan H₂S dalam *Treated Gas*, sesuai kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain AGRU. Jika hasilnya tidak memenuhi, maka dilakukan perubahan Split Fraction dalam AGRU. Jika hasilnya memenuhi, maka dilanjutkan dengan perhitungan diameter pipa.

Lampiran 1 : Tahapan analisa Model HYSYS (lanjutan)

6. Melakukan perhitungan diameter pipa dari Manifold menuju Separator, pipa *Produced Water* dari Separator menuju pompa *Produced Water* dan pipa *Condensate* dari Separator menuju pompa *Condensate*, berdasarkan kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain sistem perpipaan. Diameter pipa yang diperoleh, akan menjadi basis untuk perhitungan biaya yang berhubungan dengan diameter pipa tersebut.
7. Melakukan perhitungan diameter *Sweet Gas pipeline* dari AGRU, *Produced Water pipeline* dan *Condensate pipeline*, menggunakan Spreadsheet (terlihat dalam Lampiran 2) berdasarkan kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.3 Basis untuk desain *pipeline*. Diameter pipa yang diperoleh, akan menjadi basis untuk perhitungan biaya yang berhubungan dengan diameter pipa tersebut. Nilai *pressure drop* (psi/100ft) yang diperoleh akan menjadi input untuk nilai total *pressure drop* di masing-masing *pipeline* sesuai variasi panjang *pipeline* untuk setiap simulasi Skenario-2.
8. Memasukkan nilai total *pressure drop* di *pipeline* yang diperoleh dari Spreadsheet ke dalam model HYSIS.
9. Mengecek tekanan *Sweet Gas* di Gas Treatment Facility CPP, sesuai kriteria yang telah dijelaskan dalam Sub Bab 4.1 Basis untuk desain AGRU.
10. Berdasarkan *pressure drop* di *pipeline Produced Water* dan *Condensate*, maka diperoleh daya pompa (Heat Flow) dari HYSIS. Daya pompa tersebut akan menjadi basis untuk perhitungan biaya yang berhubungan dengan pompa *Produced Water* dan *Condensate*.
11. Melakukan perhitungan total biaya Skenario-2 berdasarkan biaya untuk masing-masing pekerjaan dengan menggunakan data yang diperoleh dari tahapan di atas. Hasil perhitungan biaya terlihat di Lampiran 3.

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa

Perhitungan diameter pipa (*line sizing*) untuk Skenario-1 dan Skenario-2 dilakukan menggunakan Spreadsheet berdasarkan kriteria yang telah ditentukan dalam Sub bab 4.1 dan 4.3. Rumus yang digunakan dalam perhitungan Spreadsheet tersebut berdasarkan perhitungan kecepatan fluida (*velocity*) dan penurunan tekanan (*pressure drop*) dalam API RP14E, yaitu :

1. Pipa gas (gas line)

- *Pressure drop* berdasarkan persamaan 2.9 dalam API RP14E

$$\Delta P = 12.6 S Q^2 Z T_1 f / P_1 d^5$$

Dimana :

ΔP = Pressure drop, psi/100ft

S = Gas specific gravity at standard condition

Q = Gas flow rate, MMSCFD (at 14.7 psig and 60 ° F)

Z = Compressibility factor for gas

T_1 = Flowing temperature, °R

f = Moody friction factor, dimensionless

P_1 = Upstream pressure, psia

d = Pipe inside diameter, inches

- *Friction factor* berdasarkan persamaan 17-11 dalam GPSA vol 2

$$N_{RE} \leq 4000, \quad f_m = 64/N_{RE}$$

$$N_{RE} > 4000, \quad \frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \log_{10} \left(\frac{e}{3.7D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_m}} \right)$$

Dimana :

f_m = Moody friction factor, dimensionless

f_f = Fanning friction factor, dimensionless

D = Internal diameter of pipe, feet

E = Absolute roughness, feet (for commercial steel E = 0.00015)

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

2. Pipa liquid (Produced water dan Condensate line)

- Kecepatan (*velocity*) berdasarkan persamaan 2.1 dalam API RP14E

$$V_1 = \frac{0.012 Q_1}{d_1^2}$$

Dimana :

V_1 = Average liquid flow velocity, feet/sec

Q_1 = Liquid flow rate, barrels/day

d_1 = Pipe inside diameter, inches

- *Pressure drop* berdasarkan persamaan 2.2 dalam API RP14E

$$\Delta P = \frac{0.00115f Q_1^2 S_1}{d_1^5}$$

Dimana :

ΔP = Pressure drop, psi/100ft

f = Moody friction factor, dimensionless

Q_1 = Liquid flow rate, barrels/day

S_1 = Liquid specific gravity (water = 1)

d_1 = Pipe inside diameter, inches

- *Reynold number* berdasarkan persamaan 2.3 dalam API RP14E

$$Re = \frac{\rho_1 d_1 V_1}{\mu_1}$$

Dimana :

Re = Reynolds number, dimensionless

ρ_1 = Liquid density, lb/ft³

d_1 = Pipe inside diameter, feet

V_1 = Liquid flow velocity, ft/sec

μ_1 = Liquid viscosity, lb/ft-sec

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

- *Friction factor* berdasarkan persamaan 17-11 dalam GPSA vol 2

$$N_{RE} \leq 4000, \quad f_m = 64/N_{RE}$$

$$N_{RE} > 4000, \quad \frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \log_{10} \left(\frac{s}{3.7D} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_m}} \right)$$

Dimana :

f_m = Moody friction factor, dimensionless

f_f = Fanning friction factor, dimensionless

D = Internal diameter of pipe, feet

E = Absolute roughness, feet (for commercial steel E = 0.00015)

3. Pipa 2-phase (Flowline)

- Kecepatan (velocity) berdasarkan persamaan 2.14 dalam API RP14E

$$V_e = \frac{c}{\sqrt{\rho_m}} \quad \rho_m = \frac{12409S_1 P + 2.7 R S_g P}{198.7P + RTZ}$$

Dimana :

V_e = Fluid erosional velocity, feet/sec

c = Empirical constant

ρ_m = Gas/liquid mixture density at flowing condition, lbs/ft³

P = Operating pressure, psia

S_1 = Liquid specific gravity (water = 1) at standard condition

R = Gas/liquid ratio, ft³/barrel at standard condition

T = Operating temperature, °R

S_g = Gas specific gravity (air = 1) at standard condition

Z = Gas compressibility factor, dimensionless

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

- *Pressure drop* berdasarkan persamaan 2.17 & 2.18 dalam API RP14E

$$\Delta P = \frac{5 \times 10^{-6} W^2}{d_1^5 \rho_m} \quad W = 3180Q_g S_g + 14.6Q_l S_l$$

Dimana :

d_1 = Pipe inside diameter, feet

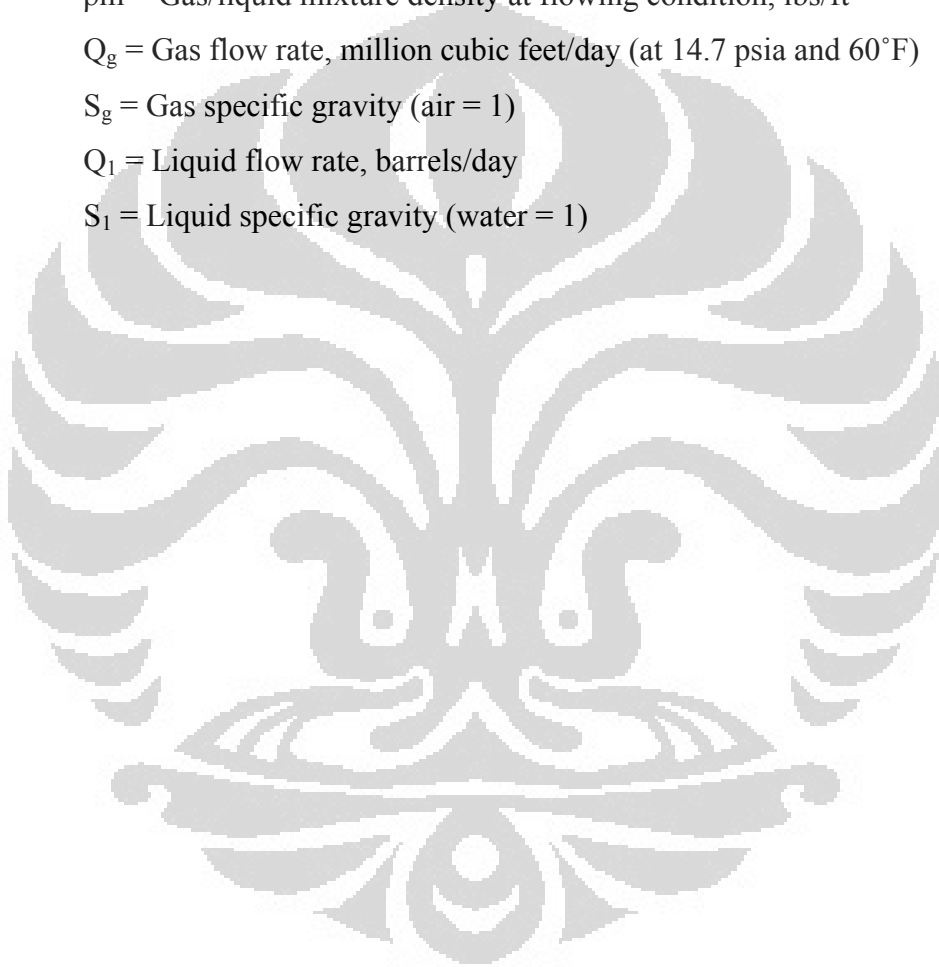
ρ_m = Gas/liquid mixture density at flowing condition, lbs/ft³

Q_g = Gas flow rate, million cubic feet/day (at 14.7 psia and 60°F)

S_g = Gas specific gravity (air = 1)

Q_l = Liquid flow rate, barrels/day

S_l = Liquid specific gravity (water = 1)



Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter 2-Phase Line (Skenario-1)

Laju alir	Description	Condition		Gas Rate MMSCFD	Oil Rate BPD	Water Rate BPD	Comp. Factor Z	Gas Mol Weight	Liquid Density lb/cuft	Gas Density lb/cuft	Liquid Viscosity cP	Gas Viscosity cP	Pipe Diameter inch	K/10xD Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Erosional Velocity fps	Fluid Velocity fps	Remarks	
		Temp. °F	Pressure psia																
10 MMSCFD	Flowline 1	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK	
													4		0.130	76.01	12.55	OK	
														6		0.017	5.58	UV	
	Flowline 2	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK	
														4		0.130	76.01	12.55	OK
														6		0.017	5.58	UV	
50 MMSCFD	Flowline 3	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK	
													4		0.130	76.01	12.55	OK	
														6		0.017	5.58	UV	
	Manifold to Separator	111	443	9.22	16.18	101.78	0.93	18.84	47.77	1.46	0.42	0.013	4	1	1.295	79.98	41.69	OK	
														6		0.171	79.98	18.53	OK
														8		0.040	10.42	OK	
100 MMSCFD	Flowline 1	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK	
													8		0.101	76.01	15.68	OK	
													10		0.033	10.04	10.04	OK	
	Flowline 2	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK	
														8		0.101	76.01	15.68	OK
														10		0.033	10.04	10.04	OK
100 MMSCFD	Flowline 3	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK	
													8		0.101	76.01	15.68	OK	
													10		0.033	10.04	10.04	OK	
	Manifold to Separator	111	453	46.11	80.25	509.05	0.93	18.84	47.72	1.49	0.41	0.013	6	1	4.164	79.04	90.48	OVI	
														8		0.988	79.04	50.90	OK
														10		0.324	32.57	OK	
100 MMSCFD	Flowline 1	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK	
													12		0.053	76.01	13.94	OK	
													14		0.025	10.24	10.24	OK	
	Flowline 2	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK	
														12		0.053	76.01	13.94	OK
														14		0.025	10.24	10.24	OK
100 MMSCFD	Flowline 3	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK	
													12		0.053	76.01	13.94	OK	
													14		0.025	10.24	10.24	OK	
	Manifold to Separator	111	453	46.11	80.25	509.05	0.93	18.84	47.72	1.49	0.41	0.013	12	1	0.130	79.04	22.62	OK	
														14		0.060	79.04	16.62	OK
														16		0.031	12.72	12.72	OK

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter Liquid Line (Skenario-1)

Laju alir	Description	Condition		Liquid Flowrate BPD	Liquid Density lb/cuft	Liquid Viscosity cP	Pipe Diameter inch	Velocity fps	Reynold Number	Moody Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Remarks
		Temp. °F	Pressure psig									
10 MMSCFD	Water outlet Separator	111	428	101.78	62.05	0.65	1.5	0.54	9681.18	0.01	0.010	OK
				0.31	NO!	0.003	2	0.14	7260.89	0.01	0.001	OK
							3		4840.59	0.01		OK
50 MMSCFD	Condensate outlet Separator	111	428	16.18	47.77	0.42	1.5	0.09	1846.01	0.03	0.001	OK
				0.05	UV!	0.000	2	0.02	1384.51	0.05	0.000	OK
							3		923.00	0.07		OK
100 MMSCFD	Water outlet Separator	111	439	509.05	62.04	0.64	1.5	2.71	48658.12	0.02	0.834	OK
				1.53	OK	0.210	2	0.68	36493.59	0.02	0.030	OK
							3		24329.06	0.02		OK
100 MMSCFD	Condensate outlet Separator	111	439	80.25	47.72	0.41	1.5	0.43	9214.43	0.01	0.005	OK
				0.24	UV!	0.002	2	0.11	6910.82	0.01	0.000	OK
							3		4607.22	0.01		OK
100 MMSCFD	Water outlet Separator	112	456	1018.49	62.02	0.64	1.5	12.22	147202.30	0.02	20.838	OPDI
				3.06	OK	0.724	2	1.36	73601.15	0.02	0.103	OK
							3		49067.43	0.02		OK
100 MMSCFD	Condensate outlet Separator	112	456	158.12	47.64	0.41	1.5	1.90	27512.79	0.02	0.535	OK
				0.47	UV!	0.003	2	0.21	13756.40	0.00	0.001	OK
							3		9170.93	0.01		OK

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity
OPD = Over Pressure Drop

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter Gas Line (Skenario-1)

Laju alir	Description	Condition		Comp. Factor Z	Mol Weight	Gas s.g rel. to air	Density lb/cuft	Viscosity cP	Gas Rate MMSCFD	Pipe Diameter inch	Velocity fps	Erosional Velocity fps	Reynolds Number	Moody Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Remarks	
		Temp. F	Pressure psia														
10 MMSCFD	Gas outlet Separator	110	438	0.94	18.83	0.65	1.44	0.01	9.22	4	42.14	OV!!	83.31	0.02	1.380	OPDI	
										6	18.73	OK	83.31	0.02	0.178	OK	Selected
										8	10.54	OK	83.31	0.02	0.042	OK	
50 MMSCFD	Gas outlet AGRU	140	455	0.95	17.57	0.61	1.31	0.01	8.67	4	40.67	OV!!	87.37	0.02	1.172	OPDI	
										6	18.08	OK	87.37	0.02	0.152	OK	Selected
										8	10.17	OK	87.37	0.02	0.036	OK	
100 MMSCFD	Gas outlet Separator	111	448	0.93	18.84	0.65	1.48	0.01	46.11	10	32.92	OV!!	82.31	0.02	0.343	OK	
										12	22.86	OK	82.31	0.02	0.134	OK	Selected
										14	16.79	OK	82.31	0.02	0.061	OK	
100 MMSCFD	Gas outlet AGRU	140	455	0.95	17.58	0.61	1.31	0.01	43.36	10	32.54	OV!!	87.37	0.02	0.298	OK	
										12	22.60	OK	87.37	0.02	0.117	OK	Selected
										14	16.60	OK	87.37	0.02	0.053	OK	
100 MMSCFD	Gas outlet Separator	112	466	0.93	18.84	0.65	1.53	0.01	92.21	14	32.32	OV!!	80.73	0.02	0.245	OK	
										16	24.74	OK	80.73	0.02	0.122	OK	Selected
										18	19.55	OK	80.73	0.02	0.066	OK	
100 MMSCFD	Gas outlet AGRU	140	455	0.95	17.58	0.61	1.31	0.01	86.72	14	33.20	OV!!	87.36	0.02	0.221	OK	
										16	25.42	OK	87.36	0.02	0.110	OK	Selected
										18	20.09	OK	87.36	0.02	0.060	OK	

OPD = Over Pressure Drop

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter 2-Phase Line (Skenario-2)

Laju alir	Description	Condition		Gas Rate MMSCFD	Oil Rate BPD	Water Rate BPD	Comp. Factor Z	Gas Mol Weight	Liquid Density lb/cuft	Gas Density lb/cuft	Liquid Viscosity cP	Gas Viscosity cP	Pipe Diameter inch	K/10xD Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Erosional Velocity fps	Fluid Velocity fps	Remarks
		Temp. °F	Pressure psia															
10 MMSCFD	Flowline 1	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK
													4		0.130	76.01	12.55	OK
													6		0.017	76.01	5.58	UV
10 MMSCFD	Flowline 2	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK
													4		0.130	76.01	12.55	OK
													6		0.017	76.01	5.58	UV
10 MMSCFD	Flowline 3	113	490	3.07	5.17	33.96	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	3	1	0.547	76.01	22.30	OK
													4		0.130	76.01	12.55	OK
													6		0.017	76.01	5.58	UV
50 MMSCFD	Manifold to Separator	113	490	9.22	15.51	101.88	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	1.169	76.01	37.64	OK
													8		0.154	76.01	16.73	OK
													10		0.037	76.01	9.41	UV
50 MMSCFD	Flowline 1	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK
													8		0.101	76.01	15.68	OK
													10		0.033	76.01	10.04	OK
50 MMSCFD	Flowline 2	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK
													8		0.101	76.01	15.68	OK
													10		0.033	76.01	10.04	OK
50 MMSCFD	Flowline 3	113	490	15.37	25.86	169.80	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	6	1	0.428	76.01	27.88	OK
													8		0.101	76.01	15.68	OK
													10		0.033	76.01	10.04	OK
100 MMSCFD	Manifold to Separator	113	490	46.11	77.57	509.41	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.913	76.01	47.05	OK
													12		0.299	76.01	30.11	OK
													14		0.120	76.01	20.91	OK
100 MMSCFD	Flowline 1	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK
													12		0.053	76.01	13.94	OK
													14		0.025	76.01	10.24	OK
100 MMSCFD	Flowline 2	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK
													12		0.053	76.01	13.94	OK
													14		0.025	76.01	10.24	OK
100 MMSCFD	Flowline 3	113	490	30.74	51.72	339.62	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	10	1	0.133	76.01	20.08	OK
													12		0.053	76.01	13.94	OK
													14		0.025	76.01	10.24	OK
100 MMSCFD	Manifold to Separator	113	490	92.21	155.15	1018.86	0.93	18.84	47.56	1.62	0.40	0.013	12	1	0.481	76.01	41.82	OK
													14		0.223	76.01	30.73	OK
													16		0.114	76.01	23.53	OK

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter Liquid Line (Skenario-2)

Laju air	Description	Condition		Liquid Flowrate BPD	Liquid Density lb/cuft	Liquid Viscosity cP	Pipe Diameter inch	Velocity fps	Reynold Number	Moody Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Remarks	
		Temp. °F	Pressure psig										
10 MMSCFD	Produced Water from Separator to Pump	113	475	101.88	61.99	0.63	1.5	1.22 OK	14852.05	0.00	0.051 OK	Selected	
							2	0.31 NO!	7426.03	0.01	0.003 OK		
							3	0.14 NO!	4950.68	0.01	0.001 OK		
		Produced Water Pipeline	113	475	101.88	61.99	0.63	1.5	1.22 UV!	14852.05	0.00	0.051 OK	Selected
								2	0.31 UV!	7426.03	0.01	0.003 OK	
								3	0.14 UV!	4950.68	0.01	0.001 OK	
	Condensate from Separator to Pump	113	475	15.51	47.56	0.40	1.5	0.19 UV!	2729.26	0.02	0.005 OK	Selected	
							2	0.05 NO!	1364.63	0.05	0.000 OK		
							3	0.02 NO!	909.75	0.07	0.000 OK		
	Condensate Pipeline	113	475	15.51	47.56	0.40	1.5	0.19 UV!	2729.26	0.02	0.005 OK	Selected	
							2	0.05 UV!	1364.63	0.05	0.000 OK		
							3	0.02 UV!	909.75	0.07	0.000 OK		
50 MMSCFD	Produced Water from Separator to Pump	113	475	509.41	61.99	0.63	1.5	6.11 OK	74264.72	0.02	5.877 OPD!	Selected	
							2	1.53 OK	37132.36	0.02	0.209 OK		
							3	0.68 NO!	24754.91	0.02	0.030 OK		
		Produced Water Pipeline	113	475	509.41	61.99	0.63	1.5	6.11 OK	74264.72	0.02	5.877 NO	Selected
								2	1.53 OK	37132.36	0.02	0.209 OK	
								3	0.68 UV!	24754.91	0.02	0.030 OK	
	Condensate from Separator to Pump	113	475	77.57	47.56	0.40	1.5	0.93 UV!	13647.10	0.00	0.025 OK	Selected	
							2	0.23 NO!	6823.55	0.01	0.002 OK		
							3	0.10 NO!	4549.03	0.01	0.000 OK		
	Condensate Pipeline	113	475	77.57	47.56	0.40	1.5	0.93 UV!	13647.10	0.00	0.025 OK	Selected	
							2	0.23 UV!	6823.55	0.01	0.002 OK		
							3	0.10 UV!	4549.03	0.01	0.000 OK		

Notes : OPD = Over Pressure Drop

OV = Over Velocity
UV = Under Velocity

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter Liquid Line (Skenario-2)

Laju alir	Description	Condition		Liquid Flowrate BPD	Liquid Density lb/cuft	Liquid Viscosity cP	Pipe Diameter inch	Velocity fps	Reynold Number	Moody Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Remarks
		Temp. °F	Pressure psig									
100 MMSCFD	Produced Water from Separator to Pump	113	475	1018.86	61.99	0.63	1.5	12.23 OV	148533.90	0.02	20.815 OPD!	
				2			3.06 OK	74266.95	0.02	0.723 OK	Selected	
	Produced Water Pipeline	113	475	1018.86	61.99	0.63	2	3.06 OK	74266.95	0.02	0.103 OK	
				3			1.36 OK	49511.30	0.02	0.723 OK	Selected	
	Condensate from Separator to Pump	113	475	155.15	47.56	0.40	1.5	1.86 OK	27295.02	0.02	0.515 OK	
				2			0.47 NO!	13647.51	0.00	0.003 OK	Selected	
Condensate Pipeline	113	475	155.15	47.56	0.40	1.5	1.86 OK	27295.02	0.02	0.515 OK		
			2			0.47 UV!	13647.51	0.00	0.003 OK	Selected		
							3	0.21 UV!	9098.34	0.01	0.001 OK	

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity
OPD = Over Pressure Drop

Lampiran 2 : Spreadsheet perhitungan diameter pipa (lanjutan)

Perhitungan Diameter Gas Line (Skenario-2)

Laju alir	Description	Condition		Comp. Factor Z	Mol. Weight	Gas s.g. rel. to air	Density lb/cuft	Viscosity cP	Gas Rate MMSCFD	Pipe Diameter inch	Velocity fps	Erosional Velocity fps	Reynolds Number	Moody Friction Factor	Pressure Drop psi/100 ft	Remarks
		Temp. F	Pressure psia													
10 MMSCFD	Gas outlet Separator	113	490	0.93	18.84	0.65	1.62	0.01	9.22	4	37.60	78.68	2355424.90	0.02	1.232	OPD!
					18.84	0.65	1.62	0.01	9.22	6	16.71	78.68	1570283.27	0.02	0.159	OK
					18.84	0.65	1.62	0.01	9.22	8	9.40	78.68	1177712.45	0.02	0.037	OK
50 MMSCFD	Gas Pipeline	140	485	0.94	17.58	0.61	1.40	0.01	8.67	4	38.03	84.46	2022829.60	0.02	1.096	OPD!
					17.58	0.61	1.40	0.01	8.67	6	16.90	84.46	1348553.07	0.02	0.142	OK
					17.58	0.61	1.40	0.01	8.67	8	9.51	84.46	1011414.80	0.02	0.033	OK
100 MMSCFD	Gas outlet Separator	113	490	0.93	18.84	0.65	1.62	0.01	46.11	10	30.08	78.68	4711132.49	0.02	0.313	OK
					18.84	0.65	1.62	0.01	46.11	12	20.89	78.68	3925943.74	0.02	0.123	OK
					18.84	0.65	1.62	0.01	46.11	14	15.35	78.68	3365094.63	0.02	0.056	OK
100 MMSCFD	Gas Pipeline	140	485	0.94	17.58	0.61	1.40	0.01	43.36	10	30.42	84.46	4045901.97	0.02	0.278	OK
					17.58	0.61	1.40	0.01	43.36	12	21.13	84.46	3371584.98	0.02	0.109	OK
					17.58	0.61	1.40	0.01	43.36	14	15.52	84.46	2899929.98	0.02	0.049	OK
100 MMSCFD	Gas outlet Separator	113	490	0.93	18.84	0.65	1.62	0.01	92.21	14	30.70	78.68	6730391.18	0.02	0.233	OK
					18.84	0.65	1.62	0.01	92.21	16	23.50	78.68	5889092.28	0.02	0.116	OK
					18.84	0.65	1.62	0.01	92.21	18	18.57	78.68	5234748.70	0.02	0.063	OK
100 MMSCFD	Gas Pipeline	140	485	0.94	17.58	0.61	1.40	0.01	86.72	14	31.05	84.46	5780033.36	0.02	0.207	OK
					17.58	0.61	1.40	0.01	86.72	16	23.77	84.46	5057529.19	0.02	0.103	OK
					17.58	0.61	1.40	0.01	86.72	18	18.78	84.46	4495581.50	0.02	0.056	OK

OPD = Over Pressure Drop

Notes : OV = Over Velocity
UV = Under Velocity

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				1.5					
Laju alir (MMSCFD)				10					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	3	55,212	3	50,193	3	50,193
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	31	352,201	31	352,201	31	352,201
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	16	2,734	16	2,734	16	2,734
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				397,510		1,337,710		2,512,960
	- Welding				118,557		398,557		748,557
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				40,741		40,239		40,239
	SUB TOTAL				1,399,402		3,190,081		5,435,331
5	PEKERJAAN DESAIN				139,940		319,008		543,533
	TOTAL COST				1,539,342		3,509,089		5,978,864

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				1.5					
Laju alir (MMSCFD)				50					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	26	510,527	26	510,527	26	510,527
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	156	1,762,694	156	1,762,694	156	1,762,694
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	4,534	26	4,534
	- Pondasi AGRU	m ³	175	78	13,684	26	4,534	78	13,684
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				1,095,578		3,681,098		6,912,998
	- Welding				236,613		796,613		1,496,613
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				227,322		227,322		227,322
	SUB TOTAL				4,282,953		7,995,323		12,656,373
5	PEKERJAAN DESAIN				428,295		799,532		1,265,637
	TOTAL COST				4,711,248		8,794,855		13,922,010

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				1.5					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	81	1,593,919	81	1,593,919	81	1,593,919
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	313	3,525,571	313	3,525,571	313	3,525,571
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	81	14,156	81	14,156	81	14,156
	- Pondasi AGRU	m ³	175	156	27,370	156	27,370	156	27,370
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				2,445,129		8,251,209		15,508,809
	- Welding				354,300		1,194,300		2,244,300
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				511,949		511,949		511,949
	SUB TOTAL				8,904,393		16,126,473		25,154,073
5	PEKERJAAN DESAIN				890,439		1,612,647		2,515,407
	TOTAL COST				9,794,833		17,739,121		27,669,481

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				10					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	3	38,597	3	38,597	3	38,597
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	38	431,329	38	431,329	38	431,329
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	19	3,349	19	3,349	19	3,349
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				285,503		960,263		1,803,713
	- Welding				118,557		398,557		748,557
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				46,993		46,993		46,993
	SUB TOTAL				1,356,773		2,887,533		4,800,983
5	PEKERJAAN DESAIN				135,677		288,753		480,098
	TOTAL COST				1,492,450		3,176,286		5,281,081

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				50					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	26	392,582	26	392,582	26	392,582
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	191	2,156,720	191	2,156,720	191	2,156,720
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	4,534	26	4,534
	- Pondasi AGRU	m ³	175	96	16,743	96	16,743	96	16,743
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				681,729		2,295,009		4,311,609
	- Welding				236,613		796,613		1,496,613
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				254,930		254,930		254,930
	SUB TOTAL				4,175,852		6,925,132		10,361,732
5	PEKERJAAN DESAIN				417,585		692,513		1,036,173
	TOTAL COST				4,593,437		7,617,645		11,397,905

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	81	1,225,681	81	1,225,681	81	1,225,681
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	383	4,313,397	383	4,313,397	383	4,313,397
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	81	14,156	81	14,156	81	14,156
	- Pondasi AGRU	m ³	175	191	33,486	191	33,486	191	33,486
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				1,132,744		3,818,224		7,175,074
	- Welding				354,300		1,194,300		2,244,300
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				553,908		553,908		553,908
	SUB TOTAL				8,059,672		12,161,152		17,288,002
5	PEKERJAAN DESAIN				805,967		1,216,115		1,728,800
	TOTAL COST				8,865,639		13,377,267		19,016,802

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				10					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	3	101,312	3	101,312	3	101,312
	AGRU	lbmole/hr	11,271	60	680,318	60	680,318	60	680,318
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	30	5,282	30	5,282	30	5,282
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				1,952,246		6,585,446		12,376,946
	- Welding				118,557		398,557		748,557
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				78,163		78,163		78,163
SUB TOTAL					3,368,323		8,857,523		15,719,023
5	PEKERJAAN DESAIN				336,832		885,752		1,571,902
TOTAL COST					3,705,155		9,743,275		17,290,925

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				50					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	26	1,030,475	26	1,030,475	26	1,030,475
	AGRU	lbmole/hr	11,271	302	3,401,701	302	3,401,701	302	3,401,701
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	4,534	26	4,534
	- Pondasi AGRU	m ³	175	151	26,408	151	26,408	151	26,408
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				3,874,568		13,074,968		24,575,468
	- Welding				236,613		796,613		1,496,613
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				443,218		443,218		443,218
SUB TOTAL					9,449,518		19,785,918		32,706,418
5	PEKERJAAN DESAIN				944,952		1,978,592		3,270,642
TOTAL COST					10,394,469		21,764,509		35,977,059

Lampiran 3 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-1 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	81	3,217,252	81	3,217,252	81	3,217,252
	AGRU	lbmole/hr	11,271	604	6,803,288	604	6,803,288	604	6,803,288
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di CPP								
	- Pondasi Separator	m ³	175	81	14,156	81	14,156	81	14,156
	- Pondasi AGRU	m ³	175	302	52,816	302	52,816	302	52,816
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				5,792,407		19,560,007		36,769,507
	- Welding				354,300		1,194,300		2,244,300
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material				1,002,054		1,002,054		1,002,054
	SUB TOTAL				17,668,274		32,851,874		51,831,374
5	PEKERJAAN DESAIN				1,766,827		3,285,187		5,183,137
	TOTAL COST				19,435,101		36,137,061		57,014,511

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2

Tek. Parsial H ₂ S (psia) Laju alir (MMSCFD) Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1.5					
				10					
				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	3	55,212	3	50,193	3	50,193
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	31	352,219	31	352,219	31	352,219
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	43	0	46	0	51
	Condensate Pump	kW	1,898	0	3	0	3	0	3
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	130	1,953	130	1,953	130	1,953
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	16	2,734	16	2,734	16	2,734
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				724,230		968,990		1,274,940
	- Welding				86,077		236,077		423,577
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				53,928		53,426		53,426
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				5,664		5,664		5,664
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
SUB TOTAL									
					1,907,668		3,118,351		4,638,605
6	PEKERJAAN DESAIN				190,767		311,835		463,861
TOTAL COST									
					2,098,435		3,430,186		5,102,466

Tek. Parsial H ₂ S (psia) Laju alir (MMSCFD) Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1.5					
				50					
				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	26	510,527	26	510,527	29	561,580
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	156	1,762,672	156	1,762,672	156	1,762,672
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	496	0	1,635	1	3,059
	Condensate Pump	kW	1,898	0	13	0	14	0	14
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	652	9,774	652	652	652	9,774
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	26	29	4,988
	- Pondasi AGRU	m ³	175	78	13,684	78	13,684	78	13,684
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				601,421		1,197,301		1,942,151
	- Welding				156,923		396,923		696,923
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				240,551		240,665		245,912
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				28,346		28,346		28,346
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
SUB TOTAL									
					3,954,101		5,599,044		7,742,503
6	PEKERJAAN DESAIN				395,410		559,904		774,250
TOTAL COST									
					4,349,511		6,158,948		8,516,753

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				1.5					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705	69	1,355,314	69	1,355,314	69	1,355,314
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	348	3,917,123	348	3,917,123	348	3,917,123
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	704	0	1,827	1	3,230
	Condensate Pump	kW	1,898	0	27	0	29	0	31
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	1,448	21,721	1,448	21,721	1,448	21,721
	- Pondasi Separator	m ³	175	69	12,037	69	12,037	69	12,037
	- Pondasi AGRU	m ³	175	174	30,410	174	30,410	174	30,410
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				1,256,585		2,274,265		3,546,365
	- Welding				223,740		538,740		932,490
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				540,497		540,609		540,750
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				62,992		62,992		62,992
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				8,046,310		10,201,667		12,895,864
6	PEKERJAAN DESAIN				804,631		1,020,167		1,289,586
	TOTAL COST				8,850,941		11,221,834		14,185,450

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				10					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	3	38,597	3	38,597	3	38,597
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	38	431,341	38	431,341	38	431,341
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	43	0	46	0	51
	Condensate Pump	kW	1,898	0	3	0	3	0	3
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	159	2,392	159	2,392	159	2,392
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	19	3,349	19	3,349	19	3,349
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				536,703		781,463		1,087,413
	- Welding				86,077		236,077		423,577
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				60,178		60,179		60,179
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				6,936		6,936		6,936
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				1,791,225		3,007,428		4,527,683
6	PEKERJAAN DESAIN				179,122		300,743		452,768
	TOTAL COST				1,970,347		3,308,171		4,980,451

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				50					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	26	392,582	26	392,582	29	431,840
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	191	2,156,593	191	2,156,593	191	2,156,593
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	496	0	1,635	1	3,059
	Condensate Pump	kW	1,898	0	13	0	14	0	14
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	797	11,959	797	11,959	797	11,959
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	26	29	4,988
	- Pondasi AGRU	m ³	175	96	16,742	96	16,742	96	16,742
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				428,687		1,024,567		1,769,417
	- Welding				156,923		396,923		696,923
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				268,148		268,262		272,331
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				34,680		34,680		34,680
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				4,096,519		5,750,584		7,871,946
6	PEKERJAAN DESAIN				409,652		575,058		787,195
	TOTAL COST				4,506,171		6,325,642		8,659,141

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				5					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152	69	1,042,201	69	1,042,201	69	1,042,201
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773						
	AGRU	lbmole/hr	11,271	313	3,525,456	313	3,525,456	313	3,525,456
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	704	0	1,827	1	3,230
	Condensate Pump	kW	1,898	0	27	0	29	0	31
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	1,303	19,549	1,303	19,549	1,303	19,549
	- Pondasi Separator	m ³	175	69	12,037	69	12,037	69	12,037
	- Pondasi AGRU	m ³	175	156	27,369	156	27,369	156	27,369
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				718,109		1,735,789		3,007,889
	- Welding				223,740		538,740		932,490
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				470,019		470,131		470,272
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				56,693		56,693		56,693
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				6,721,064		8,876,422		11,570,618
6	PEKERJAAN DESAIN				672,106		887,642		1,157,062
	TOTAL COST				7,393,170		9,764,064		12,727,680

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				10					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	3	101,312	3	101,312	3	101,312
	AGRU	lbmole/hr	11,271	60	680,205	60	680,205	60	680,205
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	43	0	46	0	51
	Condensate Pump	kW	1,898	0	3	0	3	0	3
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	251	3,772	251	3,772	251	3,772
	- Pondasi Separator	m ³	175	3	446	3	446	3	446
	- Pondasi AGRU	m ³	175	30	5,281	30	5,281	30	5,281
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				3,311,689		3,556,449		3,862,399
	- Welding				86,077		236,077		423,577
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				91,336		91,337		91,337
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				10,938		10,938		10,938
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				4,916,261		6,132,465		7,652,719
6	PEKERJAAN DESAIN				491,626		613,246		765,272
	TOTAL COST				5,407,887		6,745,711		8,417,991

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				50					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	26	1,030,475	26	1,030,475	29	1,133,523
	AGRU	lbmole/hr	11,271	302	3,401,362	302	3,401,362	302	3,401,362
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	496	0	1,635	1	3,059
	Condensate Pump	kW	1,898	0	13	0	14	0	14
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	1,257	18,861	1,257	18,861	1,257	18,861
	- Pondasi Separator	m ³	175	26	4,534	26	26	29	4,988
	- Pondasi AGRU	m ³	175	151	26,406	151	26,406	151	26,406
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				1,739,921		2,335,801		3,080,651
	- Welding				156,923		396,923		696,923
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				456,415		456,529		466,976
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				54,698		54,698		54,698
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				7,515,265		9,169,330		11,360,860
6	PEKERJAAN DESAIN				751,526		916,933		1,136,086
	TOTAL COST				8,266,791		10,086,263		12,496,946

Lampiran 4 : Spreadsheet perhitungan biaya Skenario-2 (lanjutan)

Tek. Parsial H ₂ S (psia)				15					
Laju alir (MMSCFD)				100					
Jarak WHC #2 ke CPP (km)				1		5		10	
NO.	DESKRIPSI	Unit	Rate (USD/Unit)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)	Qty.	Biaya (USD)
1	PERALATAN UTAMA								
	Separator (316SS)	m ³	15,152						
	Separator (Duplex SS)	m ³	19,705						
	Separator (Incoloy 825 Clad)	m ³	39,773	69	2,735,640	69	2,735,640	69	2,735,640
	AGRU	lbmole/hr	11,271	604	6,802,950	604	6,802,950	604	6,802,950
	Flare				131,800		131,800		131,800
	Produced Water Pump	kW	4,700	0	704	0	1,827	1	3,230
	Condensate Pump	kW	1,898	0	27	0	29	0	31
2	PEKERJAAN SIPIL								
	Instalasi Flowline	m ³	24	18,000	432,000	42,000	1,008,000	72,000	1,728,000
	Pekerjaan di WHC #2								
	- Site Preparation	m ²	15	2,515	37,724	2,515	37,724	2,515	37,724
	- Pondasi Separator	m ³	175	69	12,037	69	12,037	69	12,037
	- Pondasi AGRU	m ³	175	302	52,813	302	52,813	302	52,813
3	PEKERJAAN PIPING								
	- Material				2,629,407		3,647,087		4,919,187
	- Welding				223,740		538,740		932,490
4	PEKERJAAN INSTRUMENT								
	- Material & Instalasi				967,112		967,225		967,365
5	PEKERJAAN ELEKTRIKAL								
	- Peralatan				109,399		109,399		109,399
	- Cable	m	61	1,000	61,360	5,000	306,800	10,000	613,600
	SUB TOTAL				14,196,713		16,352,070		19,046,267
6	PEKERJAAN DESAIN				1,419,671		1,635,207		1,904,627
	TOTAL COST				15,616,384		17,987,277		20,950,894