



UNIVERSITAS INDONESIA

**OPTIMISASI FASILITAS PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM PADA
LAPANGAN S**

TESIS

HEXI TRIJATI RAHAYU

0906496075

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
KEKHUSUSAN MANAJEMEN GAS
JAKARTA
DESEMBER 2010**



UNIVERSITAS INDONESIA

**OPTIMISASI FASILITAS PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM PADA
LAPANGAN S**

TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

**HEXI TRIJATI RAHAYU
0906496075**

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
KEKHUSUSAN MANAJEMEN GAS
JAKARTA
NOVEMBER 2010**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Hexi Trijati Rahayu

NPM : 0906 49 6075

Tanda Tangan :

Tanggal : 3 Januari 2011

HALAMAN PENGESAHAN

Seminar Tesis ini diajukan oleh :
Nama : Hexi Trijati Rahayu
NPM : 0906 49 6075
Program Studi : Teknik Kimia bidang Manajemen Gas
Judul Tesis : Optimisasi Fasilitas Proses Pengolahan Gas Alam pada Lapangan S

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Sutrasno K. Msc, PhD (.....)
Penguji : Kamarza Mulia, PhD (.....)
Penguji : Ir. Eva Fathul Karamah, MT. (.....)
Penguji : Dr. rer.nat Ir. Yuswan Muharram, MT (.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 3 Januari 2011

KATA PENGANTAR

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

1. Bapak Ir. Sutrasno K. Msc, PhD selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini.
2. Seluruh staf pengajar Pasca Sarjana Program Teknik Kimia Universitas Indonesia
3. Bapak Ateng Surachmat, M. Sodikin, Benny R., Agung S. dan Cahyono E.P atas izin, komentar dan masukannya
4. Seluruh keluarga tercinta yang telah membantu dengan doa yang tulus.
5. Teman teman S2 Manajemen Gas angkatan 2009, Yurita puji, Decky A. Jabidi
6. Rekan – rekan Operation dan Maintenance VICO Indonesia, Badak Ceria, Dimas Prabu W, Rila F, Jenary B., Ledy F., Tisya A.
7. Pihak pihak lain yang tidak dapat disebut satu persatu.

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

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

Jakarta, Desember 2010

Hexi Trijati Rahayu

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

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

Nama : Hexi Trijati Rahayu

NPM : 0906496075

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

**“OPTIMISASI FASILITAS PROSES PENGOLAHAN GAS ALAM PADA
LAPANGAN S”**

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

Saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 3 Januari 2011

Yang menyatakan

(Hexi Trijati Rahayu)

ABSTRAK

Nama : Hexi Trijati Rahayu
Program Studi : Teknik Kimia bidang Manajemen Gas
Judul : Optimisasi Fasilitas Proses Pengolahan Gas Alam Pada Lapangan S

Penurunan produksi sebagai indikator dari lapangan yang sudah tua (*mature*) ditandai juga oleh penuaan fasilitas dan kapasitas fasilitas produksi yang tidak sesuai. Optimisasi untuk menyesuaikan dan memberikan strategi pengelolaan fasilitas produksi diperlukan agar operasi lebih efisien dan efektif. Optimisasi dalam menentukan opsi terbaik pengelolaan fasilitas produksi dianalisa dengan mengevaluasi faktor teknik dan ekonomi, sehingga opsi yang terpilih diharapkan memberikan kondisi operasi yang stabil dan handal. Selain itu, opsi tersebut mampu meminimalisir kerugian, atau memberikan keuntungan pada perusahaab melalui penurunan biaya produksi dan perawatan. Penelitian ini akan menggunakan studi kasus dari lapangan tua (*mature*) dalam mengevaluasi segi teknik dan ekonomi untuk menentukan opsi terbaik pada studi kasus tersebut

Kata Kunci : Optimisasi, Fasilitas Proses Pengolahan Gas, Lapangan gas bumi, Evaluasi Teknik, Evaluasi Ekonomi

ABSTRACT

Name : Hexi Trijati Rahayu
Study Program : Gas Management of Chemical Engineering
Title : Optimization of Gas Processing Facilities at S Field

Production decrease as indicator of mature field is characterized also by equipment aging and inappropriate capacity. Optimization is required to give the owner strategy to manage production facility to give an efficient and effective operating *plant*. Optimization is evaluated to give best option based on technical and economical analysis and when applied to company will give robust and reliable operating condition. In addition, the chosen option could minimize losses or give benefit to company by reducing operating and maintenance cost. This research will use a case study of mature field as an approachment of evaluating technical and economical aspect to choose the best option.

Key words : Optimization, Gas Processing Facilities, Natural Gas Field, Technical Evaluation, Economical Evaluation

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	i
HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	ii
HALAMAN PENGESAHAN	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	xi
DAFTAR TABEL.....	xiii
1. PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 PERUMUSAN MASALAH	2
1.3 TUJUAN PENELITIAN.....	2
1.4 BATASAN PENELITIAN	2
1.6 MANFAAT PENELITIAN	3
2. TINJAUAN PUSTAKA	4
2.1 LAPANGAN TUA/ <i>MATURE</i>	4
2.2 FASILITAS PROSES DI LAPANGAN S PADA PT X.....	5
2.2.1 Proses pengolahan gas	5
2.2.2 Proses pengolahan minyak	7
2.2.3 Proses pengolahan air	7
2.3 EVALUASI TEKNIS.....	8
2.3.1 Kehilangan tekanan (<i>pressure drop</i>) pada pipa.....	8

2.3.2	Penentuan ukuran pipa	12
2.3.3	Kompresor	13
2.3.4	<i>Recycle Valve</i> (PCV)	17
2.3.5	<i>Cooler</i> (Pendingin)	18
2.3.6	<i>Separator</i>	24
2.4	Evaluasi ekonomi	29
2.4.1	Metode nilai sekarang bersih (<i>net present value/NPV</i>)	30
2.4.2	Metode tingkat pengembalian internal (<i>iIRR</i>)	30
2.4.3	Metode periode pengembalian (<i>payback period</i>)	31
2.4.4	Analisa Sensitivitas	32
3.	METODOLOGI PENELITIAN	34
3.1	DIAGRAM ALIR PENELITIAN	34
3.2	PROSEDUR PENELITIAN	35
3.2.1	Penentuan Opsi	35
3.2.2	Pengumpulan Data	39
3.2.3	Evaluasi Teknik	39
3.2.4	Evaluasi Ekonomi	47
4.	HASIL DAN ANALISA	49
4.1	LAPANGAN S	49
4.2	EVALUASI TEKNIK	53
4.2.1	Opsi 1 : tidak melakukan apapun	53
4.2.2	Opsi 2 : Pengiriman gas lapangan S ke lapangan B dan mengirimkan minyak lapangan S ke terminal San.....	59
4.2.3	Opsi 3 : Pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B ...	64
4.2.4	Opsi 4 : Restaging MP <i>Kompresor</i>	68
4.2.5	Opsi 5 : Membeli Unit Kompresor Baru	69

4.3	EVALUASI EKONOMI.....	70
4.3.1	Opsi 1 : tidak melakukan apapun	70
4.3.2	Opsi 2 : Pengiriman gas lapangan S ke lapangan B dan mengirimkan minyak lapangan S ke terminal San.....	71
4.3.3	Opsi 3 : Pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B ...	71
4.3.4	Opsi 4 : Restaging MP <i>Kompresor</i>	74
4.3.5	Opsi 5 : Membeli Unit Kompresor Baru	75
4.4	PEMILIHAN OPSI TERBAIK UNTUK LAPANGAN S	76
4.4.1	Hasil Analisa Teknik	76
4.4.2	Hasil Analisa Ekonomi.....	76
4.4.3	Analisa Perbandingan.....	77
4.5	ANALISA SENSITIVITAS	78
5.	KESIMPULAN DAN SARAN.....	81
5.1	KESIMPULAN.....	81
5.2	SARAN	81
	DAFTAR PUSTAKA	82
	LAMPIRAN.....	83

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1	Ilustrasi totalproduksi pada lapangan tua terhadap waktu	4
Gambar 2. 2	Fasilitas proses pengolahan gas di lapangan S	6
Gambar 2. 3	Fasilitas proses pengolahan minyak lapangan S	7
Gambar 2. 4	Fasilitas pengolahan <i>produced water</i> di lapangan S	8
Gambar 2. 5	Faktor koreksi MTD untuk satu tabung pass, aliran berlawanan arah, fluida tidak bercampur	19
Gambar 2. 6	Faktor koreksi MTD untuk dua tabung pass, aliran berlawanan arah, fluida tidak bercampur	19
Gambar 2. 7	Koefisien transfer panas keseluruhan untuk beberapa jenis air cooler	21
Gambar 2. 8	Faktor konversi luas perpindahan panas menjadi area permukaan bundle	22
Gambar 2. 9	Grafik LMTD	23
Gambar 2. 10	Skema separator horizontal	24
Gambar 3. 1	Tahapan penelitian penentuan opsi terbaik untuk optimasi fasilitas produksi pada lapangan S	34
Gambar 3. 2	<i>Process flow diagram</i> (PFD) opsi 1	35
Gambar 3. 3	<i>Process flow diagram</i> (PFD) opsi 2	36
Gambar 3. 4	<i>Process flow diagram</i> (PFD) opsi 3	37
Gambar 3. 5	<i>Process flow diagram</i> (PFD) opsi 4	38
Gambar 3. 6	<i>Process flow diagram</i> (PFD) opsi 5	39
Gambar 4. 1	Peramalan Produksi Lapangan S	49
Gambar 4. 2	Proses Pengolahan Gas Lapangan S	50
Gambar 4. 3	Jalur transfer minyak dan gas (produk) lapangan S	51
Gambar 4. 4	Fasilitas pengolahan gas lapangan B	52

Gambar 4. 5	Opsi 1- Operasi fasilitas produksi lapangan S tanpa modifikasi ..	54
Gambar 4. 6	Kurva performa kompresor MP lapangan S	56
Gambar 4. 7	Sistem <i>recycle</i> pada kompresor	57
Gambar 4. 8	Opsi 2 - jalur pengiriman gas dan minyak lapangan S	59
Gambar 4. 9	Perubahan gas rate terhadap tekanan sistem pada opsi 2.....	60
Gambar 4. 10	Profil tekanan pada gas rate 26 MMscfd pada opsi 2	61
Gambar 4. 11	Opsi 2 – Profil tekanan pengiriman gas lapangan S ke lapangan B dan minyak ke terminal San.....	62
Gambar 4. 12	Opsi 3 - Jalur pengiriman gas dan minyak lapangan S.....	65
Gambar 4. 13	Perubahan laju alir gas terhadap tekanan sistem pada opsi 3	66
Gambar 4. 14	Opsi 3 - Profil tekanan gas rate 17 MMscfd dan 2500 BPD	66
Gambar 4. 15	Opsi 3 – Profil tekanan pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B	67
Gambar 4. 16	<i>Restaging</i> kompresor menggeser titik operasi kompresor sehingga lebih jauh dari batas <i>surge</i>	68
Gambar 4. 17	Opsi 4 – <i>Restaging MP kompresor</i>	69
Gambar 4. 18	Opsi 5 - Pembelian unit kompresor baru	70
Gambar 4. 19	Analisa sensitivitas harga gas terhadap NPV.....	78
Gambar 4. 20	Analisa sensitifitas harga gas terhadap Payback period.....	79
Gambar 4. 21	Analisa sensitivitas harga gas terhadap IRR	79
Gambar 4. 22	Analisa sensitivitas terhadap perubahan harga jual gas.....	80

DAFTAR TABEL

Tabel 4. 1	Hasil perhitungan PCV.....	57
Tabel 4. 2	Perbandingan ukuran separator yang dibutuhkan dengan separator yang tersedia	64
Tabel 4. 3	NPV opsi 1	71
Tabel 4. 4	Biaya modifikasi opsi 3.....	72
Tabel 4. 5	NPV opsi 3	73
Tabel 4. 6	NPV opsi 4	74
Tabel 4. 7	NPV opsi 5	75
Tabel 4. 8	Hasil Evaluasi Teknik.....	76
Tabel 4. 9	Hasil Evaluasi Ekonomi	76

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Penurunan produksi yang terjadi pada lapangan tua atau lapangan yang telah mencapai titik puncak dari produksi gas dan minyak, umumnya ditandai juga dengan penuaan fasilitas produksi (Babadagli, 2005). Kondisi akan mempengaruhi proses yang terjadi pada fasilitas produksi, karena fasilitas produksi umumnya berada dibawah performa awalnya akibat penuaan oleh waktu. Kondisi lain yang mungkin ditimbulkan oleh penurunan produksi adalah kapasitas dari fasilitas produksi.

Perancangan ukuran dan kapasitas fasilitas produksi umumnya dilakukan untuk memfasilitasi produksi yang dihasilkan pada saat awal fasilitas tersebut dipasang atau pada saat lapangan tersebut mencapai titik puncak produksi. Penurunan produksi yang sangat cepat setelah suatu lapangan mencapai produksi puncak, mengakibatkan unit-unit fasilitas produksi beroperasi di bawah kapasitasnya.

Kompresor salah satu unit yang sangat umum terdapat pada fasilitas proses di lapangan gas, cukup sensitif terhadap penurunan kapasitas. Jika kompresor beroperasi lebih rendah dari minimum kapasitas, fenomena *surging* akan terjadi yang mengakibatkan peningkatan temperatur pada kompresor melebihi maksimum temperatur yang diperbolehkan dan juga dapat mengakibatkan kerusakan pada *thrust bearing* (GPSA, 2000).

Walaupun penurunan total produksi dapat diantisipasi dengan melakukan aliran balik (*recycle*) ke aliran masuk fasilitas proses, pada kondisi tertentu hal metode ini kurang efektif dan mengakibatkan penggunaan bahan bakar yang kurang efisien. Oleh karena itu, optimisasi perlu dilakukan untuk pengoperasian fasilitas produksi yang lebih efektif dan efisien.

1.2 PERUMUSAN MASALAH

Penurunan produksi dan penuaan fasilitas produksi sebagai indikator lapangan tua. Kondisi ini menjadikan kapasitas dan efisiensi fasilitas tidak sesuai dengan kondisi aktual. Suatu strategi melalui studi optimisasi perlu disiapkan untuk mengantisipasi ketidaksesuaian tersebut. Implementasi dari strategi tersebut diharapkan mampu untuk memberikan kehandalan dan kestabilan operasi dan juga meminimalisir kerugian atau memberikan keuntungan bagi perusahaan melalui efisiensi dari biaya operasi dan perawatan.

Penelitian ini akan membahas bagaimana menganalisa optimisasi proses fasilitas proses pengolahan gas bumi yang layak secara teknik dan ekonomi pada lapangan gas bumi yang telah mengalami penurunan produksi (*mature*/tua) sehingga lebih efektif dan efisien

1.3 TUJUAN PENELITIAN

Pada penelitian ini akan dianalisa opsi terbaik dalam mengoptimalkan fasilitas produksi pada lapangan tua yang layak secara teknis dan ekonomi, sehingga akan dihasilkan opsi yang stabil dan handal dalam mengoperasikan fasilitas produksi dan meminimalisir kerugian atau memberikan keuntungan melalui efisiensi dari biaya operasi dan perawatan.

1.4 BATASAN PENELITIAN

Batasan masalah pada penelitian ini adalah

1. data yang digunakan pada penelitian ini berasal dari lapangan gas tua
2. opsi yang dibahas pada makalah hanya digunakan untuk mengoptimalkan fasilitas produksi pada lapangan tersebut
3. opsi yang dibahas berdasarkan hasil prediksi peramalan produksi lapangan tersebut

1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan makalah ini adalah sebagai berikut

BAB 1 PENDAHULUAN

Bab ini berisi latar belakang masalah, rumusan masalah, tujuan penulisan, batasan masalah dan sistematika penulisan.

BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi dasar-dasar teori mengenai sistem dan unit kompresi, dehidrasi, pemompaan, perpipaan dan sistem pengolahan minyak, metode-metode evaluasi baik secara teknik maupun ekonomi.

BAB 3 METODE PENELITIAN

Bab ini berisikan diagram alir penelitian, langkah-langkah evaluasi teknik dan ekonomi dan indikator kelayakan secara teknik dan ekonomi.

1.6 MANFAAT PENELITIAN

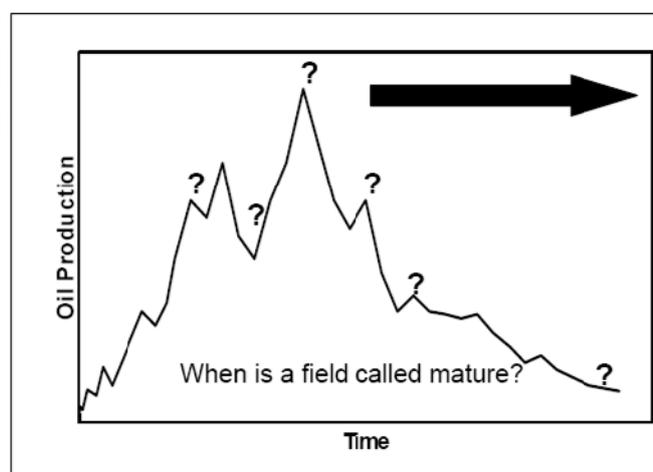
Manfaat dari hasil penelitian ini adalah opsi optimisasi yang paling layak secara teknik dan ekonomi untuk lapangan gas tua sehingga menghasilkan proses operasi yang stabil dan handal serta meminimalisir kerugian atau memberikan keuntungan bagi perusahaan melalui efisiensi biaya operasi dan perawatan.

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 LAPANGAN TUA/*MATURE*

Menurut Babadagli (2005), lapangan minyak atau gas yang telah berproduksi selama beberapa periode umumnya disebut sebagai lapangan tua. Definisi yang lebih spesifik mengenai lapangan tua adalah lapangan yang telah mencapai puncak produksi atau yang produksinya sedang mengalami penurunan. Lapangan tua jika ditinjau dari segi ekonomi adalah lapangan yang telah mencapai batas ekonomisnya untuk diproduksi dengan menggunakan *primary* dan *secondary recovery*. Total produksi yang dihasilkan dari lapangan tua dapat diilustrasikan pada gambar berikut.



Gambar 2. 1 Ilustrasi totalproduksi pada lapangan tua terhadap waktu
(Babadagli,2005)

Tanda tanya pada puncak-puncak grafik dapat diartikan sebagai waktu lapangan minyak dan gas mulai menjadi lapangan tua, sedangkan tanda panah menunjukkan waktu lapangan tersebut memasuki kategori tua, dan membutuhkan *secondary recovery* untuk memproduksi gas dan minyak. Indikasi lain dari sebuah lapangan memasuki kategori lapangan tua adalah penurunan tekanan dari

sumur-sumur produksi, peningkatan produksi air dan peralatan yang sudah mulai menua (Babadagli, 2005)

2.2 FASILITAS PROSES DI LAPANGAN S PADA PT X

Lapangan S sebagai salah satu contoh lapangan gas tua memiliki kapasitas produksi yang melebihi total produksinya saat ini. Seperti pada umumnya lapangan gas, lapangan S memiliki fasilitas produksi untuk mengolah hasil produksinya dari sumur. Pengolahan gas dan minyak yang terdiri dari tiga tahap, yaitu pengolahan gas alam, minyak dan kondensat dan pengolahan air terproduksi. Pada proses pengolahan gas beberapa langkah dilakukan untuk mendapatkan gas sesuai dengan spesifikasi penjualan. Langkah - langkah proses pengolahan gas yaitu gas pemisahan, kompresi sekuensial, dan gas dehidrasi. Pada pengolahan minyak dan pengolahan kondensat, pemisahan minyak dan kondensat dari gas asosiasi untuk menstabilkan gas pada tangki penyimpanan. Proses pengolahan air bertujuan untuk menghilangkan kandungan minyak untuk memenuhi baku mutu yang ditetapkan oleh pemerintah dan menginjeksikan air ke sumur yang tidak aktif.

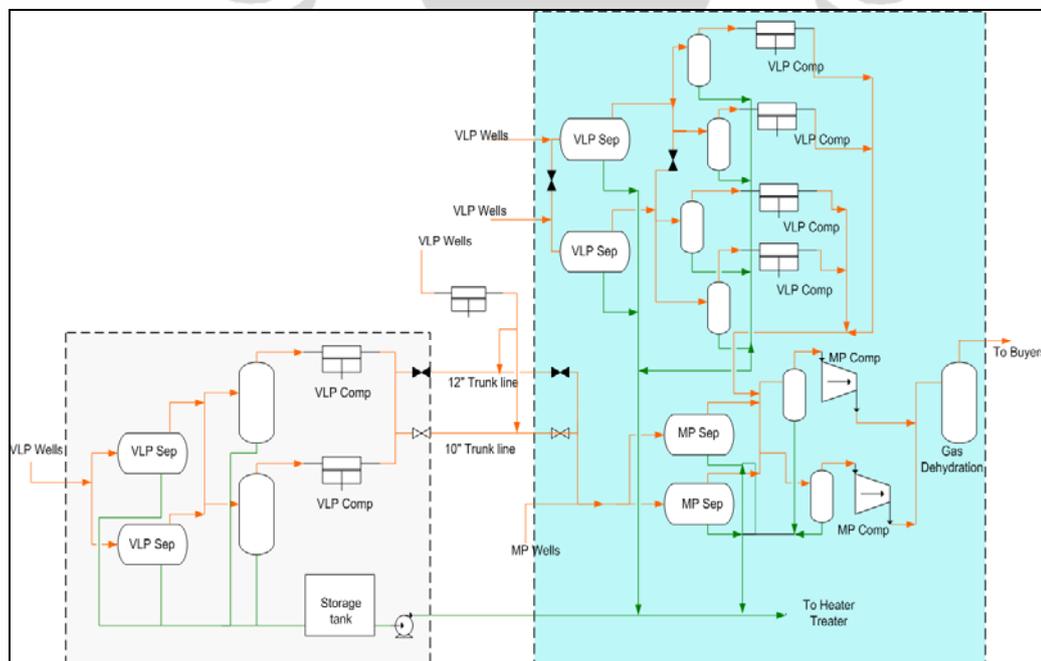
2.2.1 Proses pengolahan gas

Lapangan S memproduksi gas yang manis atau mengandung CO₂ dan H₂S dalam jumlah yang tidak terlalu tinggi. Dengan kelembaban maksimum kandungan gas kering adalah 20 lbs/MMSCF, gas yang diproduksi dari sumur-sumur gas di PT X masih membutuhkan pengolahan lebih lanjut.

Sebelum masuk kedalam proses pengolahan gas, fluida dari sumur akan dipisahkan dan dikelompokkan berdasarkan tekanannya ke manifold. Selanjutnya campuran gas alam, minyak, dan air didistribusikan melalui pipa menuju ke proses pengolahan gas. Selanjutnya, campuran tersebut terlebih dahulu dipisahkan. Pemisahan dilakukan di separator sehingga fasa gas dan fasa liquid akan terpisah. Cairan yang terpisah akan dialirkan ke proses pengolahan minyak dan kondensat. Gas yang telah dipisahkan di separator akan mengalir menuju proses kompresi gas. Proses ini bertujuan untuk meningkatkan tekanan gas agar

dapat mengalir menuju proses selanjutnya atau pembeli dan juga memenuhi spesifikasi penjualan. Sebelum gas dikompresi, gas akan mengalir ke scrubber untuk menghilangkan cairan yang masih terbawa di dalam gas.

Lapangan S memiliki dua tahap kompresi, dari *very low pressure* menjadi *medium pressure gas*. *Medium pressure gas* kemudian dikompresi kembali menjadi *high pressure gas*. Selanjutnya gas akan dikurangi kandungan air melalui proses dehidrasi untuk memenuhi spesifikasi gas penjualan dan juga menghindari terjadinya korosi. Dehidrasi dilakukan dengan menggunakan TEG untuk mengabsorb air didalam gas. *High pressure gas* dialirkan menuju kontaktor. Pada bagian atas kontaktor, glikol dialirkan sehingga terjadi kontak antara gas dengan glikol dan proses absorpsi air terjadi. Bagian dalam kontaktor dilengkapi dengan tray yang berjumlah 6 tray dan *bubble cap* untuk memperluas area kontak antara gas dengan glikol sehingga proses absorpsi lebih optimal. Gas yang keluar dari kontaktor akan dialirkan melalui pipa transmisi menuju proses pencairan gas dan pembeli. Sedangkan glikol yang telah digunakan akan diregenerasi agar dapat digunakan kembali. (Rabekka, 2009)



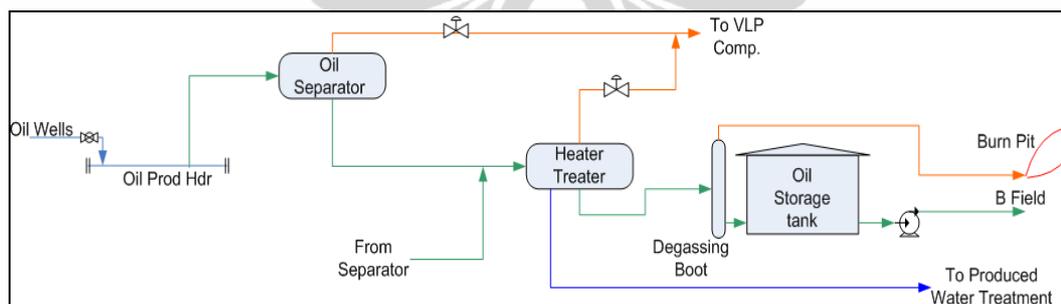
Gambar 2. 2 Fasilitas proses pengolahan gas di lapangan S

2.2.2 Proses pengolahan minyak

Minyak dan kondensat yang diproduksi di separator akan dialirkan ke heater treater. Untuk minyak dan kondensat dari tekanan yang lebih tinggi dari tekanan di heater, penurunan tekanan dilakukan terlebih dahulu untuk menyamakan tekanan. Penurunan tekanan dilakukan secara bertahap pada flash drum separator. Cairan yang masuk ke heater treater akan mengalami pemisahan antara minyak dan air, emulsi antara minyak dan air juga dipecah pada heater treater dengan bantuan aliran panas. Demulsifier juga ditambahkan untuk membantu memecahkan emulsi antara minyak dengan air (Rabekka,2009).

Gas yang terpisah pada heater treater akan dialirkan menuju suction VLP kompresor. Air yang terpisah akan dialirkan menuju proses pengolahan air (*produced water treatment plant*).

Minyak dan kondensat yang telah terpisah dari air dan gas akan dialirkan ke degassing boot untuk menghilangkan sebagian gas yang mungkin masih tersisa di minyak dan kondensat. Minyak dan kondensat tersebut akan disimpan di tangki penyimpanan sebelum dipompakan ke tangki penyimpanan terakhir untuk menjamin kualitas minyak yang akan dijual memenuhi spesifikasi penjualan yang ditetapkan oleh pembeli.

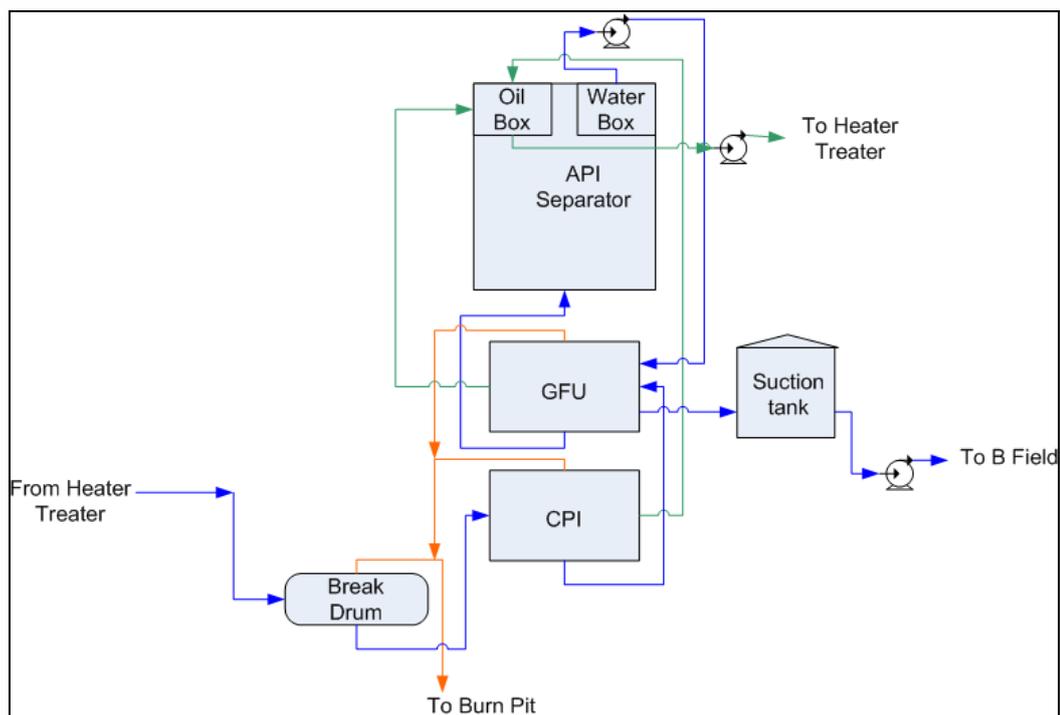


Gambar 2. 3 Fasilitas proses pengolahan minyak lapangan S

2.2.3 Proses pengolahan air

Air yang dihasilkan dari pengolahan gas dan minyak, dialirkan ke dalam proses pengolahan air terproduksi sebelum diinjeksikan ke dalam sumur yang sudah tidak aktif. Air keluaran dari *heater treater* dialirkan ke *break drum* untuk

memisahkan sebagian gas yang masih terbawa oleh air. Kemudian dialirkan ke CPI (*corrugated plate inceptor*) dan *Gas Flootation Unit* (GFU). Kedua unit ini berfungsi untuk mengurangi kandungan minyak yang terlarut didalam air, sehingga air terproduksi memenuhi baku mutu limbah air buangan yang ditetapkan oleh pemerintah. Selanjutnya, air terproduksi akan dialirkan ke tangki penyimpanan sebelum akhirnya diinjeksikan ke dalam sumur yang tidak aktif lain (Rabekka,2009).



Gambar 2. 4 Fasilitas pengolahan *produced water* di lapangan S

2.3 EVALUASI TEKNIS.

Untuk melakukan suatu modifikasi, beberapa evaluasi perlu dilakukan untuk menentukana apakah modifikasi tersebut aman dan dapat dilakukan. Beberapa hal yang perlu dievaluasi terkait dengan modifikasi yang akan dilakukan.

2.3.1 Kehilangan tekanan (*pressure drop*) pada pipa

Menurut Arnold & Stewart (1999), kehilangan tekanan dihasilkan dari gesekan pada permukaan koneksi, yang berhubungan dengan hilangnya tekanan melalui

katup, lengkungan, tee, pembesaran, kontraksi, berdiri pipa, selang rotary, dan Kelly. Untuk aliran dua-fasa, yang kehilangan tekanan adalah jumlah kerugian tekanan akibat percepatan, kehilangan gesekan, dan elevasi perubahan. Tekanan kerugian akibat gesekan adalah beberapa kali lebih besar pada aliran dua-fasa daripada jumlah dari kehilangan tekanan aliran fase tunggal. Dalam pipa kebanyakan, hilangnya tekanan akibat akselerasi kecil dibandingkan dengan tekanan kerugian akibat gesekan, sehingga dapat diabaikan (Arnold & Stewart, 1999). Semakin tinggi tekanan kerugian akibat gesekan kebutuhan energi yang lebih tinggi dikonsumsi oleh kompresor untuk memulihkan tekanan hilang.

Untuk aliran dua fasa kehilangan aliran tekanan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan Darcy yang telah dipermudah. (API RP 14E, 1991)

$$\Delta P = \frac{0.000336 f W^2}{d_1^5 \rho_m} \quad (2.1)$$

Dengan

ΔP = kehilangan tekanan, psi/100ft

d_1 = inside diameter pipa, inch

f = Moody faktor friksi, tidak berdimensi

ρ_m = densitas campuran gas dan cairan pada tekanan dan temperatur fluida mengalir, dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.2, lb/ft³

W = total laju alir cairan dengan gas, lb/jam

Untuk menghitung densitas campuran dapat menggunakan persamaan berikut (API RP 14E, 1991)

$$\rho_m = \frac{12409 S_1 P + 2.7 R S_g P}{198.7 P + R T Z} \quad (2.2)$$

dimana

P = tekanan operasi, psia

S_1 = spesifik gravitasi cairan pada kondisi standar

R = rasio gas per liquid, ft³/barrel pada kondisi standar

S_g = spesifik gravitasi gas pada kondisi standar

Z = faktor kompresibilitas gas
 T = temperature operasi, R

Persamaan 2.3 digunakan untuk menghitung laju alir campuran W, sebagai berikut (API RP 14E, 1991)

$$W = 3180Q_g S_g + 14.6Q_l S_l \quad (2.3)$$

Dimana

Q_l = laju alir cairan, barrel/day
 Q_g = laju alir gas, cuft/day
 S_l = spesifik gravitasi cairan pada kondisi standar
 S_g = spesifik gravitasi gas pada kondisi standar

Sangat diperlukan untuk menggunakan prediksi yang akurat dalam menghitung kehilangan tekanan yang konstan sesuai dengan sifat-sifat fisik dan termodinamika gas. Pengalaman menunjukkan bahwa korelasi Beggs dan Brill secara luas digunakan untuk memprediksi kehilangan tekanan akibat faktor gesekan pada aliran campuran. Persamaan Beggs dan Brill memiliki beberapa karakteristik yang membedakannya dari yang lain multifase aliran model:

- slip antara fase diperhitungkan
 Karena dua kerapatan yang berbeda dan viskositas yang terlibat dalam aliran, yang lebih ringan cenderung berjalan lebih cepat daripada yang lebih berat yang disebut sebagai selip. Hal ini menyebabkan terbentuknya cairan (*liquid hold up*) yang lebih besar pada kondisi actual daripada yang diperkirakan dengan memperlakukan campuran sebagai suatu aliran homogen.
- mempertimbangkan pola arus aliran
 Perubahan perilaku aliran tergantung pada kecepatan dan komposisi campuran, sehingga pola aliran yang berbeda muncul. Pola aliran dapat dikategorikan sebagai aliran terpisah, berselang dan didistribusikan. Perhitungan *liquid hold up* dan korelasi faktor gesekan ditentukan berdasarkan pola aliran yang terbentuk.

- mempertimbangkan sudut aliran

Model ini lebih memperhatikan sudut dari aliran arah naik vertical dari aliran.

Korelasi ini dapat digunakan untuk gas kering yang mengalami pengembunan dengan cairan lebih dari 10 lb/ mmscf. Pada korelasi Beggs dan Brill (1973), faktor gesekan dinyatakan sebagai fungsi bilangan Reynolds seperti yang diberikan dalam persamaan berikut:

$$\sqrt{\frac{1}{f_m}} = 4 \log \left(\frac{Re}{4.5223 \times \log Re_m - 3.8215} \right) \quad (2.4)$$

Dengan Re_m adalah bilangan Reynolds untuk campuran yang dihitung berdasarkan

$$Re_m = \frac{\rho_m v_m \mu_m}{\mu_m} \quad (2.5)$$

Dimana

D = diameter pipa

v_m = kecepatan superficial dari campuran gas dan cairan

μ_m = viskositas campuran

ρ_m = densitas campuran

Persamaan Beggs dan Brill menghitung gradien tekanan untuk pipa dengan menggunakan persamaan berikut (Chang, Ganeshan dan Lau,2008)

$$\frac{dP}{dL} = \frac{\frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta}{1 - E_k} \quad (2.6)$$

Dimana

dP / dL = gradien tekanan,

f = gesekan faktor,

- p_n = gas cair secara keseluruhan dan kepadatan relatif terhadap fraksi massa gas dan cairan
 v_m = kecepatan rata-rata,
 g = percepatan gravitasi dan.
 E_k = tidak berdimensi

Prediksi kehilangan tekanan untuk fase gas hanya dianggap pada arah aksial. Kehilangan tekanan tidak dipertimbangkan untuk fase cair karena tekanan pada fasa gas dan cairan diasumsikan sama. Asumsi ini benar, karena kehilangan tekanan dalam arah radial lebih kecil dibandingkan dengan tekanan kehilangan arah aksial akibat gesekan pada dinding pipa. Persamaan beggs dan brill, untuk menghitung kehilangan tekanan pada pipa sebagai berikut (Brill et al, 1981.):

$$\bar{P} = \frac{\sum_{i=1}^n P_i}{n} \quad (2.7)$$

$$P_i = \left(\frac{\Delta p_{calc} - \Delta p_{meas}}{\Delta p_{meas}} \right)_i \times 100 \quad (2.8)$$

2.3.2 Penentuan ukuran pipa

Kriteria paling penting dalam menghitung atau mengevaluasi ukuran pipa yang akan digunakan adalah kecepatan fluida dalam pipa dan kehilangan tekanan yang diperbolehkan (*allowable pressure loss*) (API, 1998).

Evaluasi pada pipa sangat tergantung dari jenis fluida yang mengalir di dalamnya. Dari scenario yang diajukan akan dilakukan evaluasi untuk satu fasa fluida yaitu gas dan dua fasa fluida yaitu campuran minyak dan gas.

Pada aliran dua fasa, penentuan kecepatan minimum aliran fluida sangat penting untuk menjaga agar cairan tetap mengalir dalam pipa dan meminimalkan potensi *slugging* pada separator atau peralatan proses lainnya. Kecepatan minimum yang direkomendasikan adalah 10 - 15 ft/s. Kecepatan maksimum dari fluida direkomendasikan tidak melebihi 60 ft/s untuk menghindari *noise* atau 50 ft/s

untuk mencegah terbentuknya korosi karena CO₂ atau erosi karena melebihi kecepatan erosi. (Arnold and Stewart, 1999)

Erosi pada pipa dapat terjadi apabila kecepatan aliran fluida yang sangat tinggi. Selain kecepatan maksimum yang telah direkomendasikan, kecepatan erosi merupakan hal yang harus dipertimbangkan untuk menghindari terjadinya erosi pada bagian dalam pipa. Kecepatan erosi dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut

$$V_e = \frac{C}{\sqrt{\rho_m}} \quad (2.1)$$

dengan

V_e = kecepatan erosi fluida, feet/second

C = konstanta empiris

ρ_m = densitas gas/liquid atau campuran

Umumnya nilai C (konstanta empiris) yang digunakan, berdasarkan kondisi operasi dari pipa tersebut. Untuk fluida yang tidak mengandung padatan dan operasi kontinyu, C yang digunakan adalah 100. Untuk operasi *intermittent*, menggunakan 125. Jika pipa tidak terproteksi dari korosi melalui penambahan korosi inhibitor, maka disarankan untuk menggunakan nilai $C = 150 - 200$ untuk operasi kontinyu, sedangkan untuk operasi *intermittent* dapat menggunakan nilai $C = 250$ (API RP 14E, 1991).

2.3.3 Kompresor

Secara umum, dua jenis kompresor yang sering digunakan adalah jenis dinamis (kompresor sentrifugal yang digerakkan oleh turbin) dan jenis *positive displacement* (reciprocating kompresor yang digerakkan oleh motor listrik). Kompresor sentrifugal bekerja mengkompresi gas dengan mengubah kecepatan menjadi tekanan pada gas mengalir. Perubahan kecepatan menjadi tekanan kepala sesuai dengan dapat dihitung dengan menggunakan hukum Bernoulli, gas akan mengalami penurunan kecepatan pada aliran keluar. Sedangkan, pada reciprocating kompresor gas ini dialirkan dari tekanan rendah ke tekanan tinggi

dalam silinder melalui gerakan piston dengan mengurangi volume untuk meningkatkan tekanannya (Arnold dan Stewart, 1999).

Untuk menghindari kerusakan kompresor, maka kompresor akan menutup jika level cairan tinggi, tekanan pada inlet rendah atau tinggi, tekanan tinggi dan rendah pada aliran keluaran, tekanan tinggi pada aliran keluaran. Pada temperatur di atas 300°F, lube oil akan akhirnya terdegradasi dan memungkinkan terjadinya pengapian dengan kehadiran oksigen. (Arnold dan Stewart, 1999).

Recycle valve diperlukan untuk mengontrol *surging*. Pada kecepatan konstan, hubungan antara *head* dengan kapasitas akan bervariasi sesuai dengan kurva kinerja. *Surge* sangat penting pada pertimbangan proses desain untuk kompresor sentrifugal. *Surging* terjadi ketika kompresor tidak memiliki laju aliran yang cukup untuk menghasilkan *head* yang cukup, karena kapasitas gas yang minimum sehingga operasi tidak stabil. Untuk kompresor pada kecepatan konstan, *head* yang dihasilkan mungkin tidak berbeda jauh dengan laju aliran (Campbell, 1992).

Jika laju alir rendah, kompresor mendekati batas *surge* dan beberapa upaya harus dilakukan untuk menjaga aliran keluaran di atas batas *surge*. Upaya yang dapat digunakan adalah mengurangi kecepatan kompresor atau mengalirkan kembali ke sebagian gas, ke aliran masuk kompresor. scrubber hisap untuk menjaga tekanan pada suction kompresor. Pada kondisi ini, kompresor akan dipaksa untuk mengkompresi gas lebih banyak dari gas yang dikirimkan dan akan mengkonsumsi bahan bakar lebih dari yang diperlukan. Ini menurunkan tekanan-balik (*back pressure*) pada sistem, dan menjadikan aliran maju pada head yang rendah. Kondisi ini berlangsung sesaat, tetapi dapat sangat merusak kompresor *bearing* dan *seal*. Kebanyakan kompresor hanya tidak dapat bertahan dengan siklus *surge* dan dapat menimbulkan masalah mekanik yang parah berkembang. Jika laju alir inlet gas lebih tinggi dari yang nilai maksimum, tekanan *suction* kompresor akan meningkat dan memberikan tekanan balik ke separator produksi. Ketika tekanan suction diturunkan dengan tekanan discharge tetap konstan, kompresor harus meningkatkan *head* mendekati titik *surge*, sehingga *recycle valve* akan mengalirkan aliran kembali ke aliran masuk (Arnold dan Stewart, 1999).

Ada banyak parameter digunakan untuk melihat kinerja yang baik dari kompresor. Parameter tersebut adalah volume gas inlet, *head*, *horse power*, dan kecepatan. Selain itu, kinerja kompresor dapat ditentukan oleh parameter lain seperti efisiensi adiabatik dan efisiensi polytropic (Campbell,1992).

2.3.3.1 Inlet gas volume

Industri minyak dan gas biasanya menggunakan MMSCFD sebagai satuan laju aliran masuk gas. Sedangkan, kapasitas kompresor dalam kurva kinerja dinyatakan sebagai aktual volumetric. Perbedaan ini memerlukan konversi untuk mengubah Scf menjadi aktual volumetrik gas ACFM pada aliran masuk untuk. Persamaan berikut dapat digunakan untuk menghitung aliran gas aktual yang masuk (Campbell and Maddox 1984).

$$ACFM = 694.44V_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{Z_2}{Z_1} \right) \quad (2.9)$$

2.3.3.2 Isentropic head

Isentropic head adalah salah satu parameter yang digunakan untuk menentukan performa dari kompresor. *Isentropic head* lebih mudah digunakan karena tergambar pada kurva pompa terhadap laju alir gas yang masuk ke dalam kompresor. Persamaan berikut digunakan untuk menghitung *isentropic head* (GPSA,2000)

$$H_{is} = \frac{Z_{avg} RT}{MW(k-1)/k} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (2.2)$$

Untuk horsepower yang dibutuhkan oleh kompresor data dihitung dengan menggunakan persamaan berikut (GPSA, 2000)

$$Ghp = \frac{(w)(H_{is})}{(\eta_{is})(33000)} \quad (2.3)$$

Perubahan temperatur dapat dihitung dengan menggunakan (GPSA, 2000).

$$\Delta T_{ideal} = T_1 \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) \quad (2.4)$$

$$T_2 = \Delta T_{ideal} + T_1 \quad (2.5)$$

Temperatur aktual dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut (GPSA,2000)

$$\Delta T_{actual} = T_1 \frac{\left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right)}{\eta_{is}} \quad (2.6)$$

$$T_2 = \Delta T_{actual} + T_1 \quad (2.7)$$

2.3.3.3 Horsepower yang dibutuhkan

Daya aktual yang dibutuhkan oleh kompresor untuk kompres gas umumnya dinyatakan dalam bentuk *horsepower*. *Horsepower* gas dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut (Campbell and Maddox 1984).

$$BHP = \frac{(H)(W)}{33000(\eta)} \quad (2.8)$$

2.3.3.4 Kecepatan

Kecepatan kompresor merupakan parameter yang menunjukkan kecepatan rotasi dari kompresor pada rotasi impeller per menit (rpm). Kecepatan kompresor tergantung pada kebutuhan proses. Pada titik yang ditetapkan, kecepatan kompresor dapat diatur baik dari panel lokal kontrol atau didistribusikan sistem pengendalian dalam rangka memperluas jangkauan operasi dan efisiensi kompresor (Arnold & Steward, 1999). Jika tekanan *suction*, yang ditetapkan, memberikan laju alir aktual sama dengan laju aliran yang dibutuhkan untuk silinder, kecepatan kompresor akan stabil. Namun, penurunan laju alir untuk

dikompresikan akan memperlambat kecepatan kompresor sampai tekanan *suction* sesuai dengan tekanan yang telah ditetapkan.

2.3.4 *Recycle Valve (PCV)*

Untuk mengatur tekanan pada inlet kompresor sesuai dengan tekanan operasi yang diharapkan, umumnya unit kompresor dilengkapi dengan PCV (*pressure control valve*). Selain berfungsi untuk mengatur tekanan aliran masuk kompresor, PCV secara tidak langsung juga menjaga jumlah laju alir yang masuk ke dalam kompresor, sehingga operasi menjadi lebih stabil dan tidak bergejolak. Umumnya, PCV lebih sering dioperasikan dibandingkan FCV, karena pengoperasiannya lebih mudah dan resiko terhadap kerusakan lebih rendah dibandingkan FCV. Dalam menentukan ukuran dari PCV perlu diperhatikan kapasitas dari PCV tersebut. Perhitungan kapasitas PCV dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan berikut (Campbell and Maddox 1984).

$$m = AC_g \sqrt{\rho_1 P_1} \sin \left[\frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_1}} \right] \quad (2.9)$$

Dimana

m = laju alir massa lb/jam

C_g = faktor ukuran untuk gas

ρ_1 = densitas aliran masuk, lb/ft³

P_1 = tekanan masuk, psia

C_g = faktor *recovery* (C_g/C_v), untuk butterfly valve : 25, ball valves : 28, globe valve 33-35)

ΔP = perbedaan tekanan, psi

A = faktor konversi, 1.06 psi

2.3.5 Cooler (Pendingin)

Hampir kebanyakan kompresor multi tahap menggunakan pendingin antara (*intercoolers*), yang merupakan alat penukar panas yang membuang panas kompresi diantara tahap-tahap kompresi. Pendinginan antara ini mempengaruhi efisiensi mesin keseluruhan. Dengan digunakannya energi mekanik ke gas untuk kompresi, maka suhu gas akan naik. *After-coolers* dipasang setelah tahap kompresi terakhir untuk menurunkan suhu udara. Pada saat suhu udara berkurang, uap air dalam udara akan diembunkan, dipisahkan, dikumpulkan, dan dibuang dari sistim. Hampir seluruh kondensat dari kompresor dengan pendinginan antara dibuang dalam pendingin antara, dan sisanya dalam pendingin *after-cooler*. (GPSA, 2000)

Dalam beberapa sistim, *after-coolers* merupakan bagian yang tidak terpisahkan dari paket kompresor, sementara pada sistim yang lain *after-cooler* merupakan bagian terpisah dari peralatan. Beberapa sistim memiliki keduanya. Idealnya, suhu udara masuk pada setiap tahap mesin multi tahap harus sama dengan keadaan pada tahap pertama. Hal ini disebut sebagai “pendinginan sempurna” atau kompresi isothermal. Akan tetapi dalam praktek yang sesungguhnya, suhu udara masuk pada tahap berikutnya lebih tinggi dari nilai normal sehingga mengakibatkan pemakaian daya yang lebih besar, sebab volum yang ditangani untuk tugas yang sama menjadi lebih besar. (GPSA, 2000)

Untuk menghitung pendinginan yang terjadi pada cooler dapat dilakukan dengan menggunakan persamaan berikut (GPSA, 2000)

$$Q = UA C MTD \quad (2. 10)$$

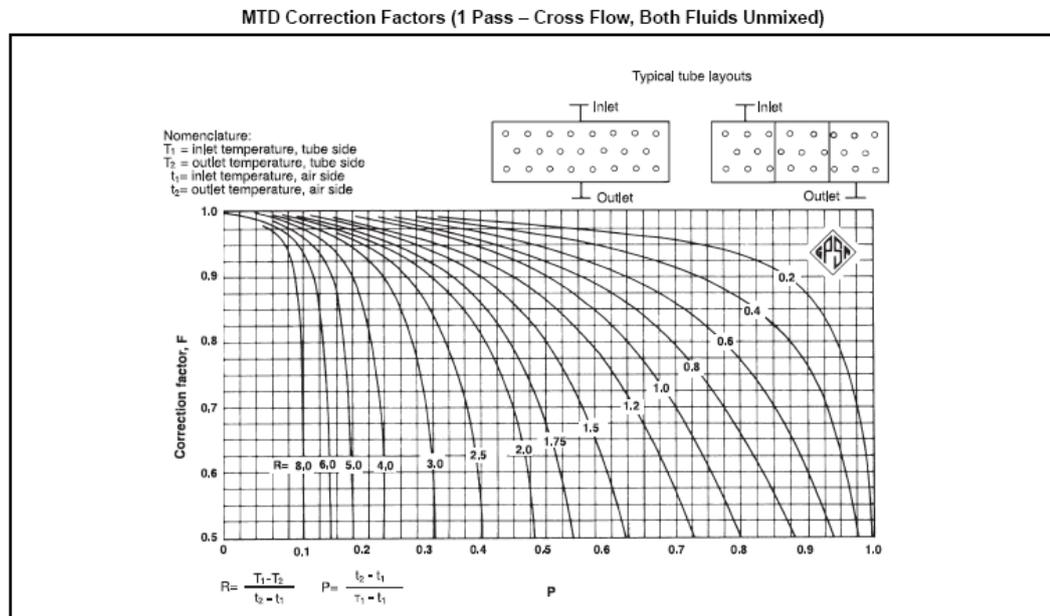
Dimana

U = Jumlah energi yang ditransfer

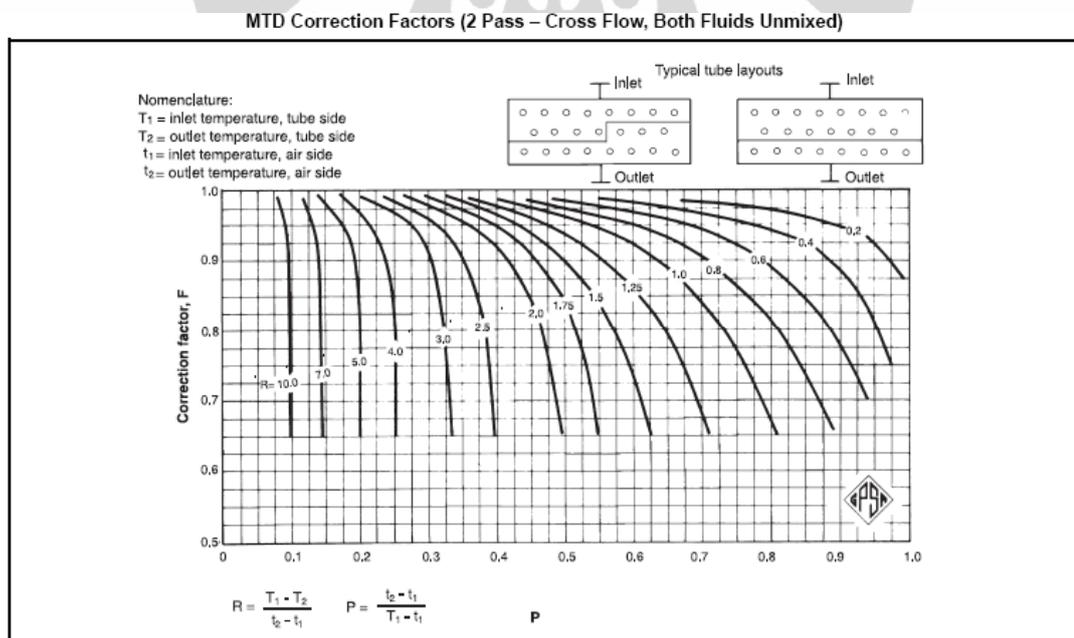
A = luas perpindahan panas, atau daerah permukaan tabung intercooler dan sirip yang terkena udara luar

CMTD = perbedaan temperatur rata-rata yang telah dikoreksi

Gambar berikut digunakan untuk mengkoreksi nilai MTD yang telah dikembangkan untuk aliran berlawanan arah untuk pendingin udara.



Gambar 2. 5 Faktor koreksi MTD untuk satu tabung pass, aliran berlawanan arah, fluida tidak bercampur (GPSA,2000)



Gambar 2. 6 Faktor koreksi MTD untuk dua tabung pass, aliran berlawanan arah, fluida tidak bercampur (GPSA,2000)

Koefisien perpindahan panas keseluruhan khas diberikan pada gambar 2.6. Gambar ini dapat digunakan untuk memperkiraan area perpindahan panas yang diperlukan. Luas perpindahan panas dikonversi menjadi area permukaan bundel menggunakan Gambar 2.7 yang berisi daftar jumlah permukaan diperpanjang untuk dua *specific fin tubes* pada dua pitches tabung yang berbeda untuk 3, 4, 5 dan 6 baris. Gambar. 2.7 juga digunakan untuk memastikan jumlah tabung. Dengan menggunakan gambar 2.7 dan 2.8, laju aliran massa udara pada kedua sisi tabung dan sisi dapat ditentukan.



Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers

Service	1 in. Fintube			
	½ in. by 9		⅝ in. by 10	
	U _b	U _x	U _b	U _x
1. Water & water solutions				
	(See note below)			
Engine jacket water (r _d = 0.001)	110	7.5	130	6.1
Process water (r _d = 0.002)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol- water (r _d = 0.001)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol- water (r _d = 0.002)	80	5.5	95	4.4
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, cp. at avg. temp.	U _b	U _x	U _b	U _x
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U _b	U _x	U _b	U _x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
4. Air and flue-gas coolers Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)				
	U _b	U _x	U _b	U _x
Pure Steam (r _d = 0.0005)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
6. HC condensers				
Condensing* Range, °F	U _b	U _x	U _b	U _x
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
7. Other condensers				
	U _b	U _x	U _b	U _x
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

Notes: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_x is overall rate based on extended surface.

Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr.sq ft of face area).

*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

Gambar 2. 7 Koefisien transfer panas keseluruhan untuk beberapa jenis air cooler

Fintube Data for 1-in. OD Tubes

Fin Height by Fins/inch	½ in. by 9		⅝ in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2¼ in. Δ	2¼ in. Δ	2⅜ in. Δ	2½ in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

Notes: APF is total external area/ft of fintube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fintube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.

Gambar 2. 8 Faktor konversi luas perpindahan panas menjadi area permukaan bundle (GPSA,2000)

Metode berikut dapat digunakan untuk mendesain air cooler (GPSA,2000).

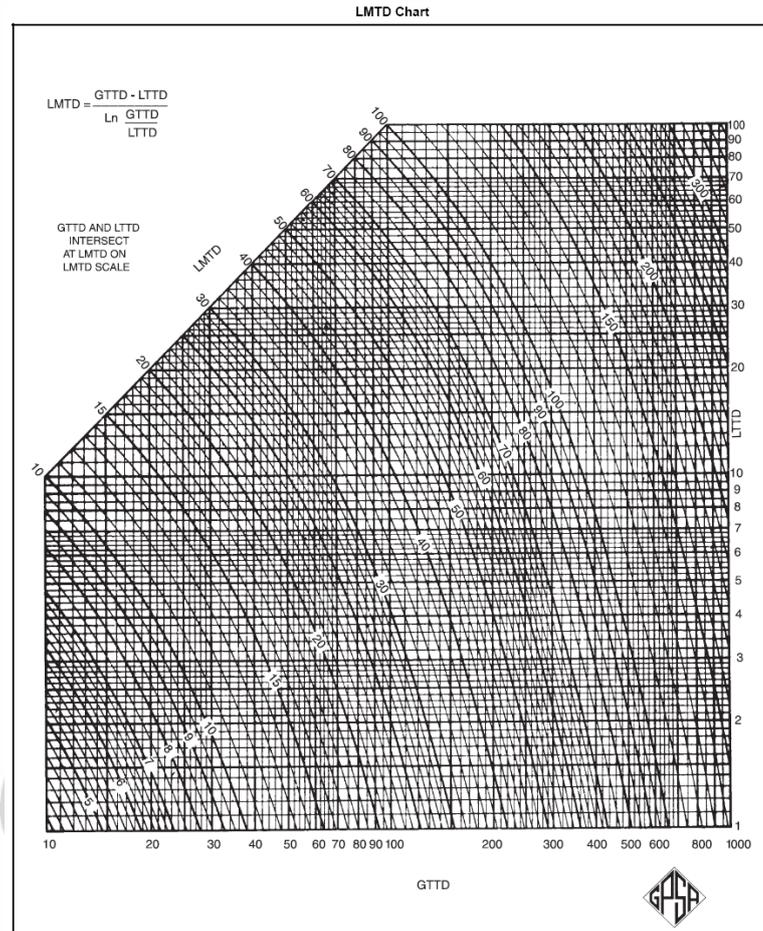
- Tentukan kisaran koefisien transfer keseluruhan menggunakan gambar 2.6
- Hitung kenaikan temperatur udara, dengan menggunakan persamaan

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (2.11)$$

- Hitung CMTD dengan menghitung LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) dan mengalikan dengan faktor koreksi, LMTD dapat ditentukan dengan menggunakan gambar berikut dengan GTTD adalah *Greatest Terminal Temperature Difference*, °F dan LTTD adalah *Least Terminal Temperature Difference*, °F. sedangkan faktor koreksi dapat dilihat dengan menggunakan gambar 2.4 dan 2.6.

$$\text{CMTD} = \text{LMTD} \times \text{faktor koreksi} \quad (2.12)$$

$$\text{LMTD} = \left(\frac{\text{GTTD} - \text{LTTD}}{\ln\left(\frac{\text{GTTD}}{\text{LTTD}}\right)} \right) \quad (2.22)$$



Gambar 2.9 Grafik LMTD (GPSA, 2000)

- Hitung luas permukaan yang dibutuhkan dengan menggunakan persamaan 2.23

$$A_x = \frac{Q}{(U_x)(CMTD)} \quad (2.23)$$

- Hitung luas permukaan dengan menggunakan faktor APSF dari gambar 2.7

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} \quad (2.24)$$

- Hitung lebar unit dengan mengasumsikan panjang tube

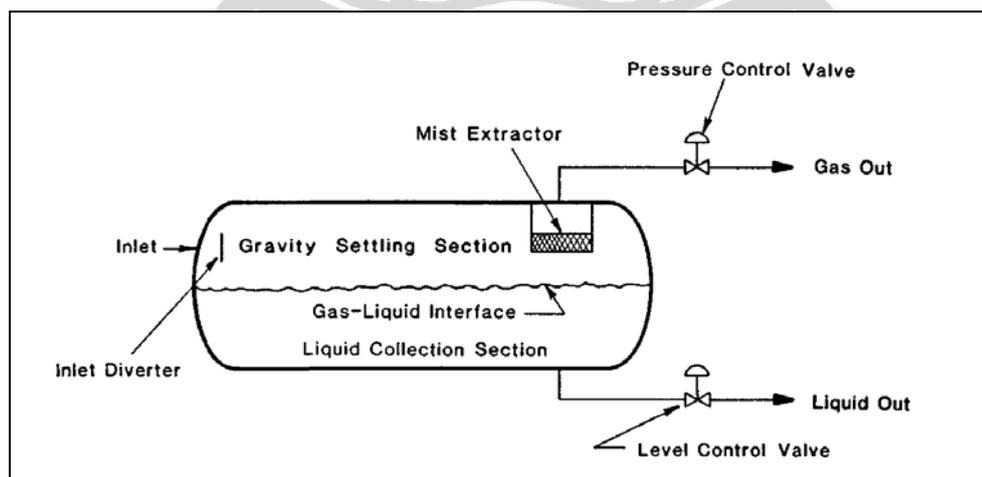
$$width = \frac{F_a}{L} \quad (2.25)$$

- Hitung jumlah tube dengan menggunakan faktor APF dari gambar 2.7

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)} \quad (2.26)$$

2.3.6 Separator

Berdasarkan bentuknya separator terdiri dari beberapa bentuk yaitu separator horizontal, vertical dan spherical. Pada separator horizontal, cairan memasuki pemisah dan menabrak *inlet diverter* menyebabkan perubahan momentum tiba-tiba. Pemisahan awal uap dan cair terjadi pada *inlet diverter*. Gaya gravitasi menyebabkan cairan tetesan jatuh dari aliran gas ke bagian bawah separator. Pada bagian bawah separator terdapat ruang pengumpulan cairan. Ruang ini memberikan waktu retensi yang diperlukan untuk membiarkan gas yang terperangkap dalam minyak terpisah dan naik ke ruangan gas. Separator juga menyediakan volume *surge*, untuk menangani aliran intermiten cairan. Cairan tersebut kemudian meninggalkan separator melalui *level control valve*. katup ini berfungsi untuk mengatur ketinggian cairan dalam separator melalui pengaliran cairan keluar dari separator. Gambar berikut menunjukkan skema pemisah horisontal.



Gambar 2. 10 Skema separator horizontal (Arnold dan Stewart,1999)

Gas mengalir pada inlet diverter, secara horisontal melalui tahap pemisahan secara gravitasi dan berada pada bagian atas cairan. Ketika gas mengalir melalui

bagian ini, tetesan cairan yang terbawa pada gas, terpisah secara gravitasi dan jatuh ke lapisan *interface* antara gas dan cairan.

Beberapa cairan dengan ukuran diameter kecil tidak mudah dipisahkan secara gravitasi. Untuk itu, sebelum gas meninggalkan separator ditambahkan *mist extractor* atau *coalescing section* untuk mengumpulkan cairan dengan ukuran yang kecil. Bagian ini menggunakan elemen dari baling-baling, *wire mesh*, atau piring untuk menyatukan tetesan cairan.

Tekanan di separator dipertahankan dengan pengendali tekanan. Pengendali tekanan mendeteksi tekanan di separator dan mengirim sinyal ke katup untuk membuka atau menutup agar tekanan sesuai dengan pengaturan. Dengan mengendalikan tekanan pada separator melalui pengeluaran gas tekanan di dalam separator dapat dipertahankan. Untuk memaksimalkan luas permukaan dari interface gas dengan cairan, separator horisontal dioperasikan dengan cairan berisi setengah tinggi separator.

Beberapa faktor penting yang menentukan kinerja separator, yaitu (Arnold dan Stewart, 1999).

a. *Settling*

Settling atau pengendapan adalah pemisahan secara gravitasi dengan tetes cairan akan mengalir pada kecepatan tertentu. Kecepatan aliran cairan ditentukan dengan menyamakan gaya gravitasi pada tetesan cairan dengan gaya drag yang disebabkan oleh gerakan relatif terhadap fase gas kontinyu. Kecepatan cairan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta SG) d_m^2}{\mu} \quad (2.27)$$

b. Ukuran tetesan cairan

Tujuan dari bagian pemisahan gas adalah untuk mengkondisikan gas sesuai dengan spesifikasi akhir. Tahap ini dilakukan oleh *mist extractor*.

Dari pengalaman di lapangan, jika *mist extractor* berukuran 100μ , maka tidak akan kebanjiran dan mampu mengeluarkan cairan dengan diameter antara 10 – 100 mikron. Persamaan desain kapasitas dalam bagian ini semua didasarkan pada penghilangan partikel dengan ukuran lebih besar dari 100 mikron.

c. *Retention time*

Untuk menjamin bahwa cairan dan gas mencapai kesetimbangan pada tekanan pemisahan, penyimpanan cairan tertentu diperlukan. *Retention time* atau "retensi waktu" didefinisikan waktu rata-rata molekul cairan masih dipertahankan dalam *vessel* dengan mengasumsikan aliran berbentuk *plug*. Waktu retensi dapat dinyatakan juga dengan volume cairan di dalam *vessel* dibagi dengan laju alir cairan. Pada aplikasinya waktu retensi berkisar antara 30 detik - 3 menit. Jika minyak mentah mengalami *foaming* (berbusa), maka waktu retensi yang dibutuhkan empat kali lipat dari waktu retensi yang umum digunakan.

d. *Re – entrainment*

Re-entrainment adalah sebuah fenomena yang disebabkan oleh kecepatan gas yang tinggi pada *interface* gas-cair di separator. Momentum transfer dari gas ke cairan menyebabkan gelombang dan riak-riak dalam cairan, dan kemudian tetesan memisahkan diri dari fase cair.

Aturan umum yang digunakan untuk membatasi rasio panjang dengan tinggi maksimal 4 atau 5. Ini berlaku untuk pemisah horisontal yang akan terisi setengah oleh cairan. *Re-entrainment* harus dipertimbangkan untuk pemisahan pada tekanan tinggi. Hal ini lebih cenderung pada operasi yang tekanan lebih tinggi (> 1000 psig) dan viskositas minyak yang lebih tinggi ($<30^\circ$ API).

Faktor penting yang menentukan kinerja dari separator adalah penentuan ukuran dari separator. Penentuan ini harus memenuhi persyaratan kapasitas gas yang memungkinkan tetes cairan jatuh dari gas, selama gas melintasi panjang efektif

separator. Separator yang baik juga harus menyediakan waktu yang cukup untuk memungkinkan retensi cairan mencapai kesetimbangan. Penentuan ukuran separator dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut (Arnold dan Stewart, 1999).

2.3.1.1 Kapasitas gas

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right] \quad (2.28)$$

Dimana,

d	= diameter internal vessel, in.
L _{eff}	= panjang efektif dari vessel, ft
T	= temperature operasi, °R
Q _g	= laju alir gas, MMscfd
P	= tekanan operasi, psia
Z	= kompresibilitas gas
C _D	= koefisien drag coefficient
d _m	= ukuran tetesan cairan yang dipisahkan, micron
ρ _g	= densitas gas, lb/ft ³
ρ _l	= densitas cairan, lb/ft ³

2.3.1.2 Kapasitas cairan

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r \times Q_l}{0.7} \quad (2.29)$$

Dimana

t _r	= waktu retensi untuk cairan, min
Q _l	= laju alir cairan, bpd

2.3.1.3 Seam to seam dan rasio panjang terhadap tinggi

Panjang *seam to seam* harus ditentukan berdasarkan geometri dari panjang yang efektif telah ditentukan. Penambahan panjang harus dilakukan untuk

memperhitungkan *inlet diverter* dan *mist extractor*. Pada tahap awal, rumus ini dapat digunakan (Arnold dan Stewart, 1999)

Untuk kapasitas gas

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (2.30)$$

Untuk kapasitas cairan

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (2.31)$$

Persamaan tersebut memungkinkan berbagai pilihan diameter dan panjang. Hal ini dapat menunjukkan bahwa semakin kecil diameter ukuran separator akan lebih kecil, sehingga biaya yang lebih rendah. Ada titik, di mana penurunan diameter memungkinkan kecepatan tinggi pada aliran gas dan membawa kembali cairan pada lapisan *interface* gas-cair.

Berdasarkan pengalaman jika kapasitas gas dan panjang dibagi diameter (rasio kelangsingan) lebih besar dari 4 atau 5, dapat menimbulkan masalah pada *re-entrainment*. Persamaan 2.5 menunjukkan bahwa rasio kelangsingan minimal harus 1 atau lebih. Kebanyakan separator dirancang untuk rasio kelangsingan dari 3 sampai 4 (Arnold dan Stewart, 1999).

2.3.1.4 Prosedur penentuan ukuran separator horizontal

Beberapa tahapan yang perlu diperhatikan dalam perhitungan ukuran dari separator horizontal adalah sebagai berikut (Arnold dan Stewart, 1999)

- a) Hitung nilai d , L_{eff} yang memenuhi batasan kapasitas gas

$$dL_{eff} = 420 \left[\frac{TZQ_g}{P} \right] \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2} \quad (2.32)$$

- b) Hitung nilai d , L_{eff} yang memenuhi batasan waktu retensi.

$$d^2 L_{eff} = \frac{t_r \times Q_l}{0.7} \quad (2.33)$$

- c) Perkiraan panjang *seam to seam*.

Untuk kapasitas gas

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12} \quad (2.34)$$

Untuk kapasitas cairan

$$L_{ss} = \frac{4}{3} L_{eff} \quad (2.35)$$

- d) Pilih ukuran diameter dan panjang yang sesuai.

Rasio kelangsingan ($12 L_{ss} / d$) bernilai 3 sampai 4 adalah biasa. Jangan melebihi kelangsingan suatu rasio 5 tanpa evaluasi lebih lanjut untuk *re-entrainment*.

2.4 EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi atau analisis biaya dan manfaat dilakukan untuk menentukan suatu proyek layak atau tidak menurut ekonomi. Di dalam analisis suatu investasi, terdapat dua aliran kas, yaitu aliran kas keluar (*cash outflows*) dan aliran kas masuk (*cash inflow*). Aliran kas keluar terjadi karena pengeluaran-pengeluaran uang untuk biaya investasi. Aliran kas masuk terjadi dari manfaat yang dihasilkan oleh investasi. Aliran kas masuk ini sering dihubungkan dengan keuntungan bersih sesudah pajak ditambah dengan depresiasi (bila depresiasi dimasukkan dalam komponen biaya).

Terdapat beberapa metode untuk melakukan evaluasi ekonomi diantaranya

2.4.1 Metode nilai sekarang bersih (*net present value/NPV*)

NPV merupakan metode yang memperhatikan nilai waktu dari uang. Metode ini menggunakan suku bunga diskonto yang akan mempengaruhi arus dari uangnya. NPV dapat dihitung dari selisih nilai proyek pada awal tahun dikurangi dengan total pemasukan dan pengeluaran tiap-tiap tahun yang dinilai uang ke tahun awal dengan tingkat bunga diskonto. Metode ini paling populer, karena metode ini memberikan gambaran investasi, biaya dan pendapatan di masa depan dengan nilai uang saat ini. Besarnya NPV bila dinyatakan dalam rumus adalah sebagai berikut (Blank dan Tarquin, 2002).

$$NPV = \sum \frac{R_t}{(1+i)^t} - CF_{t_0} \quad (2.36)$$

dengan

- i = tingkat bunga diskonto diperhitungkan
- t = umur proyek investasi
- R_t = aliran kas bersih (jumlah uang tunai yang masuk dikurangi yang keluar) pada waktu t
- CF_{t_0} = aliran kas bersih (jumlah uang tunai yang masuk dikurangi yang keluar, termasuk biaya investasi) pada tahun ke nol

Sebagai evaluasi proyek, jika alternative yang dimiliki hanya satu maka NPV harus bernilai positif. Sedangkan, jika ada beberapa alternatif proyek, maka alternatif yang terpilih harus bernilai positif ($NPV \geq 0$) dan lebih besar dibandingkan alternative lain (Blank dan Tarquin, 2002).

2.4.2 Metode tingkat pengembalian internal (*internal rate of return/IRR*)

Interest adalah manifestasi dari nilai uang terhadap waktu. Secara perhitungan, *interest* berbeda antara jumlah akhir uang dengan jumlah awal. Jika perbedaannya nol atau negatif, maka tidak ada *interest*. Selalu ada dua perspektif untuk jumlah yaitu *interest* yang dibayarkan dan *interest* yang dihasilkan. *Rate of return* adalah *interest* yang dibayarkan pada period tertentu yang ditentukan dalam jumlah persen terhadap jumlah uang awal. *Internal rate of return* adalah suku bunga

pengembalian pada arus kas yang belum kembali, yang ditentukan lebih awal. Suku bunga yang dihitung berdasarkan nilai uang terhadap waktu dengan menyeimbangkan arus kas masuk dengan arus kas keluaran.

Metode perhitungan yang digunakan untuk menghitung IRR disebut *net investment procedure*. Teknik ini melibatkan perhitungan menentukan *future worth (FW)* dari total investasi bersih dalam 1 tahun ke depan. Selanjutnya, nilai masa depan dari investasi pada tahun ke t (F_t) juga ditentukan dari F_{t-1} dengan menggunakan faktor F/P untuk satu tahun dengan suku bunga investasi ulang adalah c jika F_{t-1} bernilai positif atau dengan menggunakan CRR suku bunga i , jika F_{t-1} bernilai negatif. Persamaan matematis untuk perhitungan IRR sebagai berikut (Blank and Tarquin 2002)

$$F_t = F_{t-1}(1+i) + C \quad (2.37)$$

Dimana

$t = 1, 2, \dots, n$

$n =$ waktu total proyek

$C_t =$ net cash flow pada tahun t

$i = c$, jika $F_{t-1} > 0$ (investasi total bernilai positif) atau i jika $F_{t-1} < 0$ (investasi total bernilai negatif)

Evaluasi IRR hanya dapat digunakan untuk alternative proyek yang memberikan pendapatan, karena IRR hanya dapat dihitung jika arus kas bernilai positif. IRR dapat digunakan untuk mengevaluasi satu alternative proyek atau lebih. Pada satu alternative proyek, jika tingkat bunga yang dihasilkan dari suatu alternative lebih besar atau sama dengan MARR maka alternative ini dapat dilaksanakan. Untuk banyak alternative proyek, pilih proyek dengan bunga lebih besar dari MARR, lalu evaluasi alternative yang tersisa secara bertahap (Blank and Tarquin 2002).

2.4.3 Metode periode pengembalian (*payback period*)

Analisa payback adalah salah satu metode lain yang berbasis pada nilai saat ini (present worth). Payback ada dua jenis yaitu (Blank dan Tarquin, 2002)

- Jika $i > 0\%$ atau disebut discounted payback analysis

- Jika $i = 0\%$

Payback period adalah waktu yang diestimasi untuk menghitung pendapatan atau keuntungan ekonomi lainnya terhadap investasi awal atau disebut pengembalian modal. *Payback period* umumnya dalam bentuk tahun. *Payback period* tidak pernah digunakan sebagai metode analisa yang utama dalam memilih suatu alternatif, tetapi metode ini digunakan untuk menentukan seleksi awal atau penyediaan informasi tambahan untuk metode analisa keekonomian yang menggunakan nilai saat ini atau metode lainnya.

Payback period harus dihitung dengan menggunakan bunga yang lebih besar dari 0%. Namun, pada aplikasinya *payback period* biasanya ditentukan tanpa bunga ($i=0\%$) untuk menyeleksi awal suatu proyek dan menentukan apakah menjamin pertimbangan berikutnya. Untuk menentukan *discounted payback period* dengan bunga lebih besar dari nol persen ($i>0\%$), perhitungannya dapat menggunakan persamaan 2.39, Untuk perhitungan *payback period* tanpa memperhitungkan suku bunga ($i=0\%$). Untuk NCF yang seragam setiap tahunnya, perhitungan *payback period* dapat menggunakan persamaan 2.41 (Blank dan Tarquin, 2002)

$$0 = -P + \sum_{t=1}^{t=n_p} NCF_t (P/F, i, t) \quad (2.13)$$

$$0 = -P + \sum_{t=1}^{t=n_p} NCF_t \quad (2.14)$$

$$n_p = \frac{P}{NCF} \quad (2.40)$$

Dimana

P = investasi awal

NCF = *net cash flow* yang dihitung pada tahun t

2.4.4 Analisa Sensitivitas

Evaluasi ekonomi membantu penentu keputusan untuk mengestimasi parameter nilai suatu proyek di masa depan. Terkadang estimasi ini bernilai kurang tepat sampai tingkat tertentu, sehingga ketidakakuratan muncul dalam proyeksi ekonomi. Efek dari variasi dapat ditentukan dengan menggunakan analisa

sensitivitas dan alternative yang terpilih akan diubah jika pada suatu parameter nilainya melebihi batas yang telah ditetapkan.

Analisa sensitivitas menentukan bagaimana mengukur nilai *present worth*, *annual worth*, *rate of return* atau *benefit per cost analysis*. Menurut Blank dan Traquin (2002), umumnya, analisa sensitivitas terkonsentrasi pada variasi yang diharapkan untuk mengestimasi P, AOC, S, n, biaya per unit, pendapatan per unit, dan parameter lainnya yang sejenis. Sedangkan parameter yang berbasis suku bunga tidak diperlakukan sama seperti parameter yang telah disebutkan sebelumnya, karena parameter MARR dan suku bunga (bunga pinjaman atau laju inflasi) lebih stabil dari proyek ke proyek (Blank and Tarquin 2002).

Menurut Blank dan Tarquin (2002), prosedur umum untuk melakukan analisa sensitivitas sebagai berikut

- Menentukan parameter untuk divariasikan berdasarkan nilai estimasi yang paling disukai
- Memilih batas kisaran dan increment variasi dari setiap parameter
- Memilih ukuran nilai
- Menghitung hasil untuk setiap parameter menggunakan ukuran nilai sebagai basis
- Membuat grafik untuk menghasilkan analisa sensitivitas yang lebih baik

BAB 3

METODOLOGI PENELITIAN

3.1 DIAGRAM ALIR PENELITIAN

Pada bab ini akan diuraikan mengenai perancangan penelitian yang akan digunakan untuk mencapai tujuan dalam penulisan ini yang terdiri dari pemilihan strategi penelitian, proses penelitian yang meliputi pengumpulan data, variable penelitian, dan metode analisa data dan kesimpulan. Pada penelitian ini akan menggunakan kasus dari lapangan gas tua yang telah mengalami penurunan produksi.

Tahapan – tahapan yang dilakukan untuk penelitian ini dapat dilihat pada gambar 3.1 berikut ini. Penjelasan untuk setiap tahapan dari penelitian akan dibahas pada sub-sub bab berikutnya.



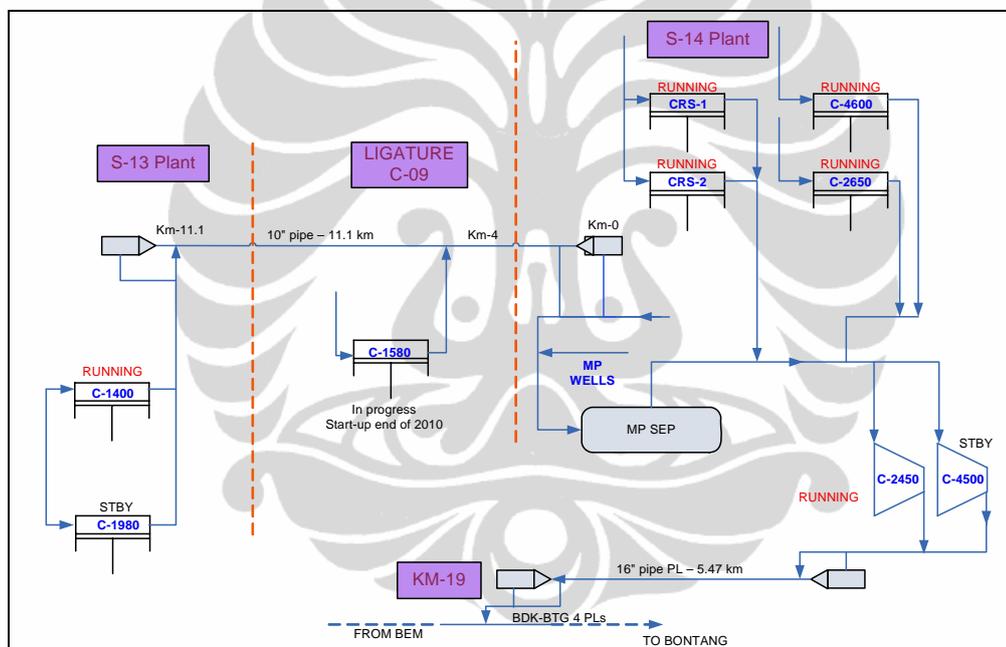
Gambar 3. 1 Tahapan penelitian penentuan opsi terbaik untuk optimasi fasilitas produksi pada lapangan S

3.2 PROSEDUR PENELITIAN

3.2.1 Penentuan Opsi

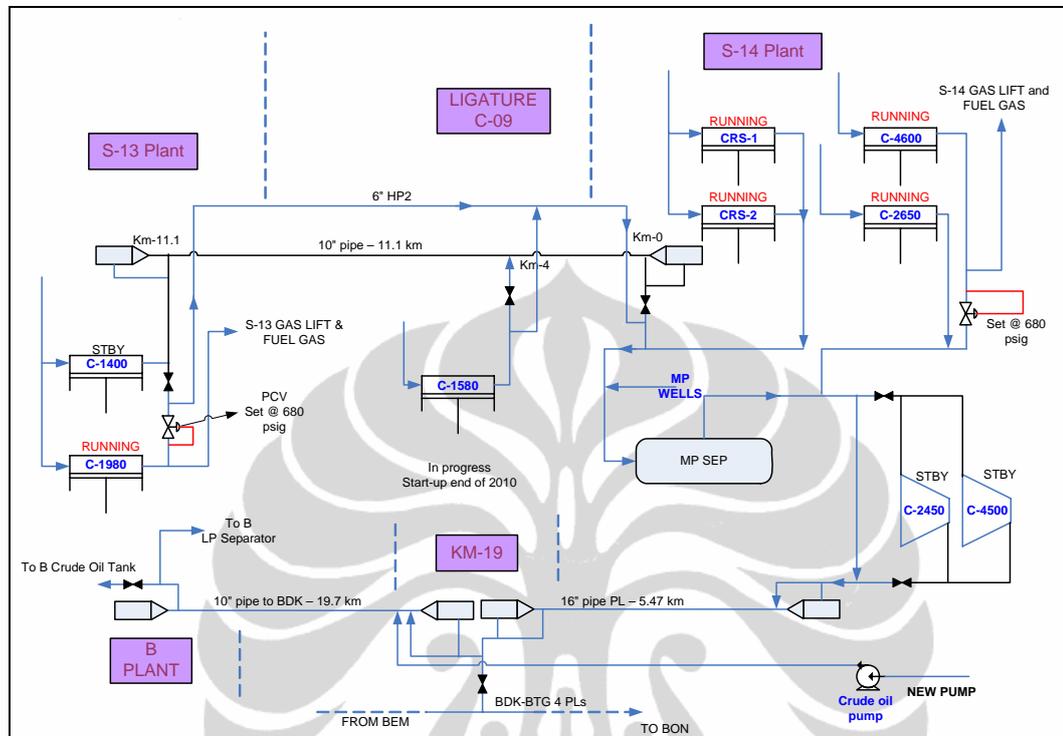
Pada tahap ini dilakukan pengumpulan opsi – opsi yang dapat diaplikasikan untuk mengoptimalkan fasilitas produksi yang ada di lapangan S sebagai studi kasus lapangan gas tua yang digunakan pada penelitian ini. Opsi yang dievaluasi bertujuan agar kerugian akibat kehilangan gas dapat diminimalisir. Lima opsi yang diajukan sebagai berikut

Opsi 1 : Tidak melakukan apapun. Opsi ini merupakan opsi dasar sebagai perbandingan terhadap opsi-opsi yang lain



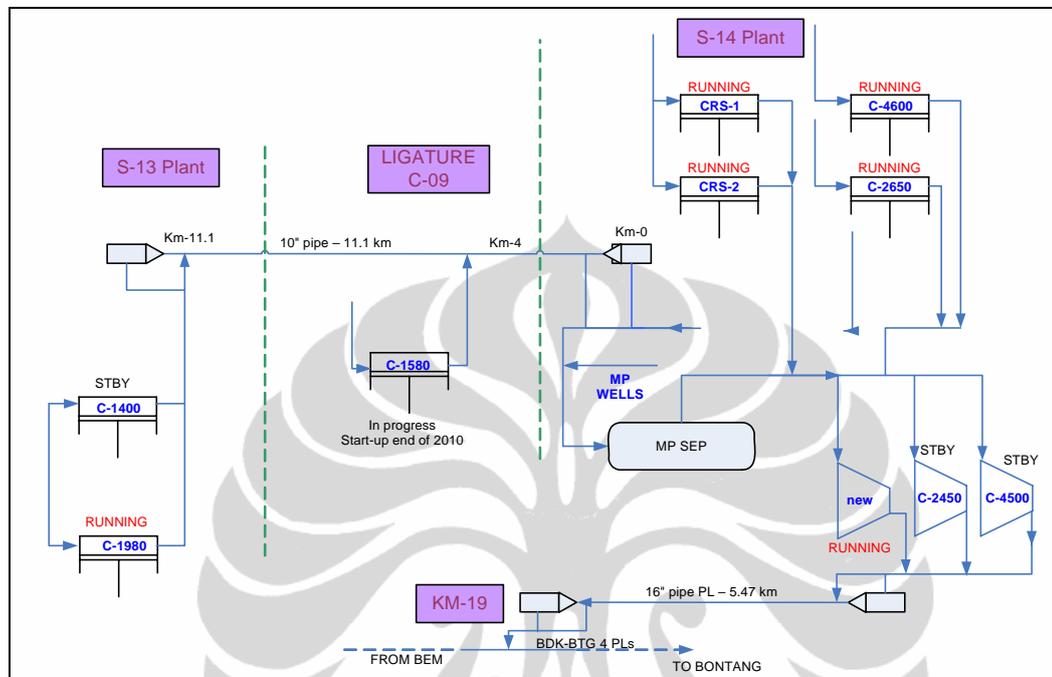
Gambar 3. 2 Process flow diagram (PFD) opsi 1

Opsi 3 : Mengirimkan gas dan minyak dari Lapangan S ke lapangan B



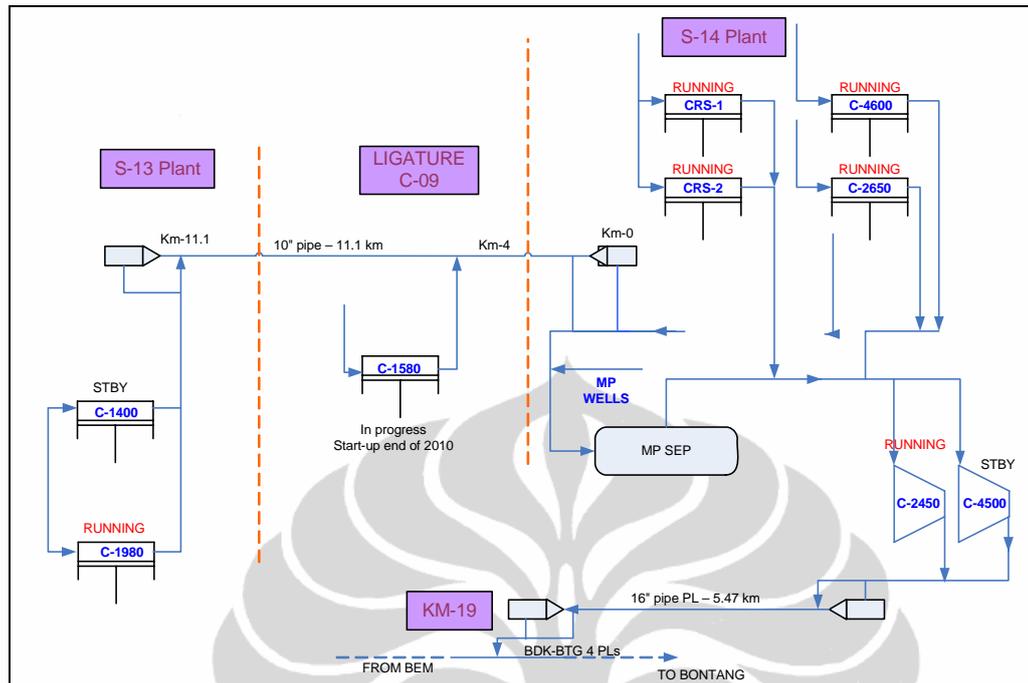
Gambar 3. 4 Process flow diagram (PFD) opsi 3

Opsi 4 : Membeli *MP Kompresor* yang lebih kecil, yang disesuaikan dengan prediksi produksi lapangan S



Gambar 3. 5 *Process flow diagram (PFD) opsi 4*

Opsi 5 : Me-restaging MP Kompresor yang sudah ada



Gambar 3. 6 Process flow diagram (PFD) opsi 5

3.2.2 Pengumpulan Data

Pada tahap ini akan dilakukan pengumpulan data yang terkait dengan setiap opsi yang diajukan. Data tersebut meliputi data kapasitas dan rentang atau kurva operasi dari unit operasi, ukuran dari unit operasi, dan estimasi biaya. dari setiap opsi.

3.2.3 Evaluasi Teknik

Tahap ini mengevaluasi opsi yang telah ditentukan secara teknik. Untuk menentukan apakah opsi tersebut layak untuk diaplikasikan, maka akan dievaluasi beberapa hal sebagai berikut

3.2.3.1 Evaluasi sistem transfer gas dan minyak bumi dari lapangan S

Evaluasi sistem transfer gas dan minyak bumi mempertimbangkan kehilangan tekanan dari lapangan S menuju ke lapangan B. Korelasi yang digunakan untuk

adalah korelasi Beggs dan Brill dengan faktor gesekan dinyatakan sebagai fungsi bilangan Reynolds seperti yang diberikan dalam persamaan 2.4.

$$\sqrt{\frac{1}{f_m}} = 4 \log \left(\frac{Re}{4.5223 \times \log Re_m - 3.8215} \right) \quad (2.4)$$

Dengan Re_m adalah bilangan Reynolds untuk campuran yang dihitung berdasarkan

$$Re_m = \frac{\rho_m v_m D}{\mu_m} \quad (2.5)$$

Dimana

D = diameter pipa

v_m = kecepatan superficial dari campuran gas dan cairan

μ_m = viskositas campuran

ρ_m = densitas campuran

Persamaan Beggs dan Brill menghitung gradien tekanan untuk pipa dengan menggunakan persamaan 2.6 (Chang, Ganeshan dan Lau, 2008)

$$\frac{dP}{dL} = \frac{f \rho_n v_m^2}{2d} + \rho_s g \sin \theta \quad (2.6)$$

Dimana

dP / dL = gradien tekanan,

f = gesekan faktor,

ρ_n = gas cair secara keseluruhan dan kepadatan relatif terhadap fraksi massa gas dan cairan

v_m = kecepatan rata-rata,

g = percepatan gravitasi dan.

E_k = tidak berdimensi

Prediksi kehilangan tekanan untuk fase gas hanya dianggap pada arah aksial. Kehilangan tekanan tidak dipertimbangkan untuk fase cair karena tekanan pada

fasa gas dan cairan diasumsikan sama. Asumsi ini benar, karena kehilangan tekanan dalam arah radial lebih kecil dibandingkan dengan tekanan kehilangan arah aksial akibat gesekan pada dinding pipa. Persamaan beggs dan brill, untuk menghitung kehilangan tekanan pada pipa sebagai berikut (Brill et al, 1981.):

$$\bar{P} = \frac{\sum_{i=1}^n P_i}{n} \quad (2.7)$$

$$P_i = \left(\frac{\Delta p_{calc} - \Delta p_{meas}}{\Delta p_{meas}} \right)_i \times 100 \quad (2.8)$$

3.2.3.2 Evaluasi separator

Dalam penentuan ukuran separator dua fasa, panjang efektif dari separator harus memberikan waktu yang cukup untuk tetesan – tetesan cairan terpisah dari gas selama gas melintasi separator. Separator juga harus memberikan waktu retensi yang cukup agar memungkinkan cairan mencapai kesetimbangannya. (Arnold dan Stewart, 1999)

Beberapa faktor penting yang menentukan kinerja separator, yaitu (Arnold dan Stewart, 1999).

a. *Settling*

Settling atau pengendapan adalah pemisahan secara gravitasi dengan tetes cairan akan mengalir pada kecepatan tertentu. Kecepatan aliran cairan ditentukan dengan menyamakan gaya gravitasi pada tetesan cairan dengan gaya drag yang disebabkan oleh gerakan relatif terhadap fase gas kontinyu. Kecepatan cairan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta SG) d_m^2}{\mu} \quad (2.27)$$

b. Ukuran tetesan cairan

Tujuan dari bagian pemisahan gas adalah untuk mengkondisikan gas sesuai dengan spesifikasi akhir. Tahap ini dilakukan oleh *mist extractor*. Dari pengalaman di lapangan, jika *mist extractor* berukuran 100μ , maka tidak akan kebanjiran dan mampu mengeluarkan cairan dengan diameter antara 10 – 100 mikron. Persamaan desain kapasitas dalam bagian ini semua didasarkan pada penghilangan partikel dengan ukuran lebih besar dari 100 mikron.

c. *Retention time*

Untuk menjamin bahwa cairan dan gas mencapai kesetimbangan pada tekanan pemisahan, penyimpanan cairan tertentu diperlukan. *Retention time* atau "retensi waktu" didefinisikan waktu rata-rata molekul cairan masih dipertahankan dalam *vessel* dengan mengasumsikan aliran berbentuk *plug*. Waktu retensi dapat dinyatakan juga dengan volume cairan di dalam *vessel* dibagi dengan laju alir cairan. Pada aplikasinya waktu retensi berkisar antara 30 detik - 3 menit. Jika minyak mentah mengalami *foaming* (berbusa), maka waktu retensi yang dibutuhkan empat kali lipat dari waktu retensi yang umum digunakan.

d. *Re – entrainment*

Re-entrainment adalah sebuah fenomena yang disebabkan oleh kecepatan gas yang tinggi pada *interface* gas-cair di separator. Momentum transfer dari gas ke cairan menyebabkan gelombang dan riak-riak dalam cairan, dan kemudian tetesan memisahkan diri dari fase cair.

Aturan umum yang digunakan untuk membatasi rasio panjang dengan tinggi maksimal 4 atau 5. Ini berlaku untuk pemisah horisontal yang akan terisi setengah oleh cairan. *Re-entrainment* harus dipertimbangkan untuk pemisahan pada tekanan tinggi. Hal ini lebih cenderung pada operasi yang tekanan lebih tinggi (> 1000 psig) dan viskositas minyak yang lebih tinggi ($<30^\circ$ API).

3.2.3.3 Evaluasi performa kompresor

Penurunan produksi akan menurunkan kapasitas kompresor. Beberapa parameter yang akan dievaluasi secara teknik dari unit kompresor adalah

a. kapasitas minimum kompresor

Kapasitas minimum dihitung dengan menggunakan kurva performa kompresor, inlet actual volume dengan *isentropic head* pada opsi 1. Kapasitas minimum dari kompresor ditentukan untuk beberapa kecepatan kompresor dengan batasan adalah titik surge dari kompresor. Sebagai batas aman, aktual inlet gas akan ditambahkab 20 %. *Inlet actual volume* pada kompresor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.10, sedangkan *isentropic head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.11.

$$ACFM = 694.44V_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{Z_2}{Z_1} \right) \quad (2.10)$$

$$H_{is} = \frac{Z_{avg} RT}{MW(k-1)/k} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (2.11)$$

b. kapasitas recycle valve

Evaluasi recycle valve dilakukan dengan menghitung laju alir gas yang dapat di-recycle untuk memenuhi kapasitas kompresor. Perhitungan maksimum kapasitas dilakukan dengan menggunakan persamaan 2.18

$$m = AC_g \sqrt{\rho_1 P_1} \sin \left[\frac{3417}{C_1} \sqrt{\frac{\Delta P}{\rho_1}} \right] \quad (2.18)$$

Dimana

m = laju alir massa lb/jam

C_g = faktor ukuran untuk gas

ρ_1 = densitas aliran masuk, lb/ft³

P_1 = tekanan masuk, psia

C_g = faktor *recovery* (C_g/C_v), untuk *butterfly valve* : 25, *ball valves* : 28, *globe valve* 33-35

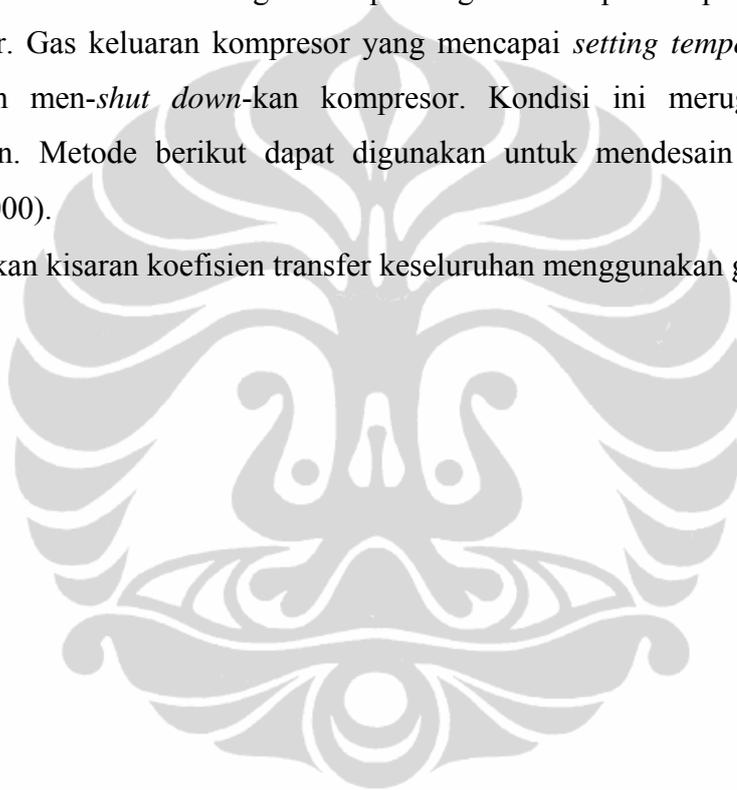
ΔP = perbedaan tekanan, psi

A = faktor konversi, 1.06 psi

c. performa *cooler*

Kemampuan *cooler* untuk menurunkan temperatur gas keluaran kompresor sangat dibutuhkan untuk menghindari peninngkatan temperatur pada keluaran kompresor. Gas keluaran kompresor yang mencapai *setting temperatur high high* akan men-*shut down*-kan kompresor. Kondisi ini merugikan bagi perusahaan. Metode berikut dapat digunakan untuk mendesain air cooler (GPSA,2000).

- Tentukan kisaran koefisien transfer keseluruhan menggunakan gambar 2.6



Typical Overall Heat-Transfer Coefficients for Air Coolers

Service	1 in. Fintube			
	½ in. by 9		⅝ in. by 10	
	U _b	U _x	U _b	U _x
1. Water & water solutions				
	(See note below)			
Engine jacket water (r _d = 0.001)	110	7.5	130	6.1
Process water (r _d = 0.002)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol- water (r _d = 0.001)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol- water (r _d = 0.002)	80	5.5	95	4.4
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, cp, at avg. temp.	U _b	U _x	U _b	U _x
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U _b	U _x	U _b	U _x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
4. Air and flue-gas coolers Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)				
	U _b	U _x	U _b	U _x
Pure Steam (r _d = 0.0005)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
6. HC condensers				
Condensing* Range, °F	U _b	U _x	U _b	U _x
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
7. Other condensers				
	U _b	U _x	U _b	U _x
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

Notes: U_b is overall rate based on bare tube area, and U_x is overall rate based on extended surface.

Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr.sq ft of face area).

*Condensing range = hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

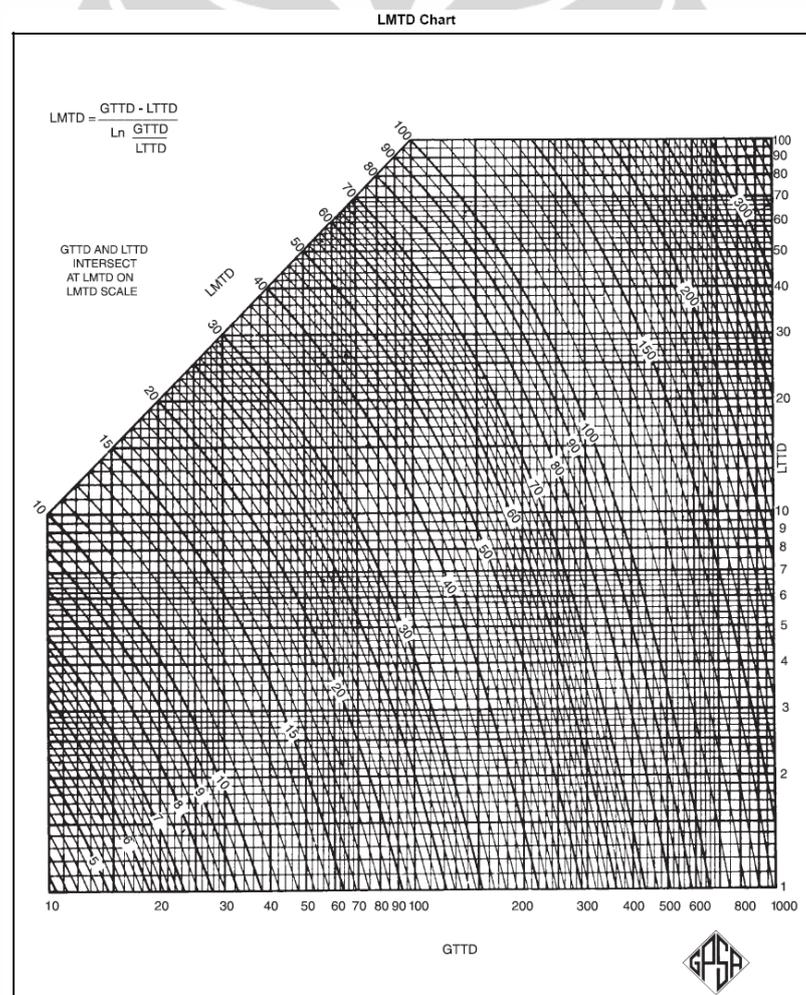
Gambar 2.6 Koefisien transfer panas keseluruhan untuk beberapa jenis air cooler

- Hitung kenaikan temperatur udara, dengan menggunakan persamaan

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (2.20)$$

- Hitung CMTD dengan menghitung LMTD (*Log Mean Temperature Difference*) dan mengalikan dengan faktor koreksi, LMTD dapat ditentukan dengan menggunakan gambar berikut dengan GTTD adalah *Greatest Terminal Temperature Difference*, °F dan LTTD adalah *Least Terminal Temperature Difference*, °F. sedangkan faktor koreksi dapat dilihat dengan menggunakan gambar 2.4 dan 2.6.

$$\text{CMTD} = \text{LMTD} \times \text{faktor koreksi} \quad (2.21)$$



Gambar 2.4 Grafik LMTD

- Hitung luas permukaan yang dibutuhkan dengan menggunakan persamaan 2.23

$$A_x = \frac{Q}{(U_x)(CMTD)} \quad (2.23)$$

- Hitung luas permukaan dengan menggunakan faktor APSF dari gambar 2.7

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} \quad (2.24)$$

- Hitung lebar unit dengan mengasumsikan panjang tube

$$width = \frac{F_a}{L} \quad (2.25)$$

- Hitung jumlah tube dengan menggunakan faktor APF dari gambar 2.7

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)} \quad (2.26)$$

3.2.4 Evaluasi Ekonomi

Pada tahap ini, akan dilakukan evaluasi kelayakan opsi dari segi ekonomi. Penilaian kelayakan akan dilakukan dengan menghitung

3.2.4.1 NPV

Net present value akan dievaluasi dengan menghitung beberapa variable biaya, yaitu biaya kontruksi awal dan pembelian unit baru, dan pendapatan hasil optimisasi. Umur proyek yang akan digunakan adalah mulai dari setiap opsi proyek tersebut selesai sampai akhir kontrak lapangan S yaitu 2018

Besarnya NPV bila dinyatakan dengan persamaan 2.36

$$NPV = \sum \frac{R_t}{(1+i)^t} \quad (2.36)$$

dengan

i = tingkat bunga diskonto diperhitungkan

t = umur proyek investasi

3.2.4.2 Metode tingkat pengembalian internal (*internal rate of return/IRR*)

IRR dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.37. Dengan menggunakan IRR investasi dinilai menguntungkan jika IRR lebih besar dari bunga deposito yang berlaku

$$F_t = F_{t-1}(1+i) + C \quad (2.37)$$

3.2.4.3 Payback Period (*waktu pengembalian*)

Payback Period dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut. Waktu pengembalian dibatasi tidak lebih dari 3 tahun, dengan pertimbangan kontrak lapangan S akan habis pada tahun 2018.

$$0 = -P + \sum_{t=1}^{t=n_p} NCF_t(P/F, i, t) \quad (2.38)$$

$$0 = -P + \sum_{t=1}^{t=n_p} NCF_t \quad (2.39)$$

$$n_p = \frac{P}{NCF} \quad (2.40)$$

Dimana

P = investasi awal

NCF = *net cash flow* yang dihitung pada tahun t

3.2.4.4 Analisa Sensivitas

Parameter yang dipandang akan berkontribusi besar dalam penentuan evaluasi biaya akan dimasukkan dalam parameter sensitivitas. Untuk optimisasi ini parameter sensitivitas yang akan digunakan adalah harga gas bumi.

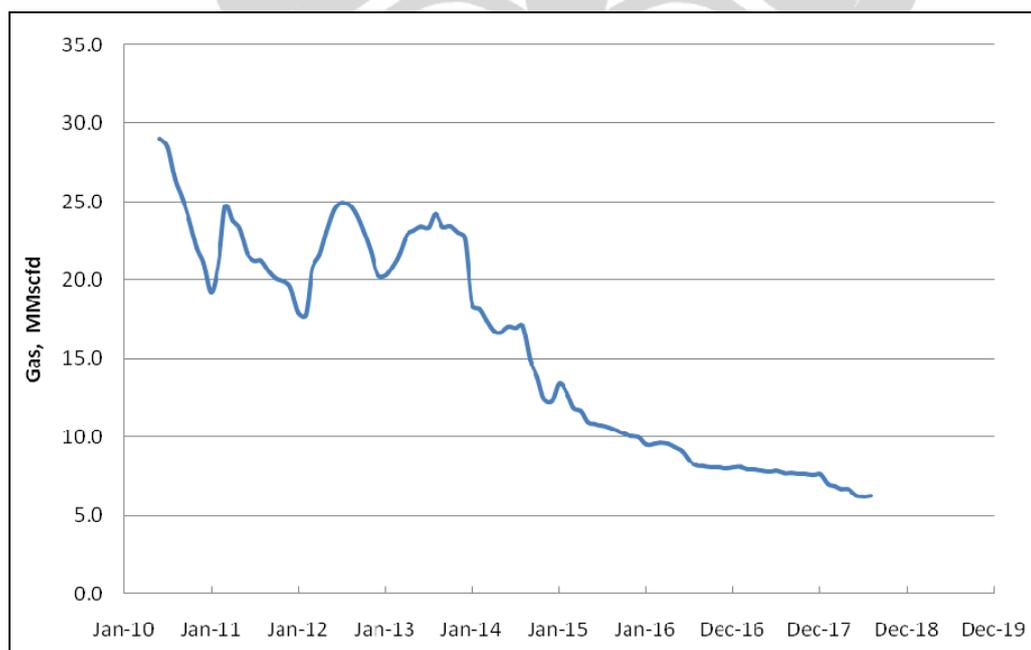
BAB 4

HASIL DAN ANALISA

4.1 LAPANGAN S

Lapangan S adalah salah satu lapangan yang termasuk dalam kategori *mature*. Lapangan ini telah mencapai kejayaan produksi dan saat ini sedang mengalami penurunan produksi. Selain itu, lapangan ini juga memiliki karakteristik fasilitas produksi yang telah mengalami penuaan.

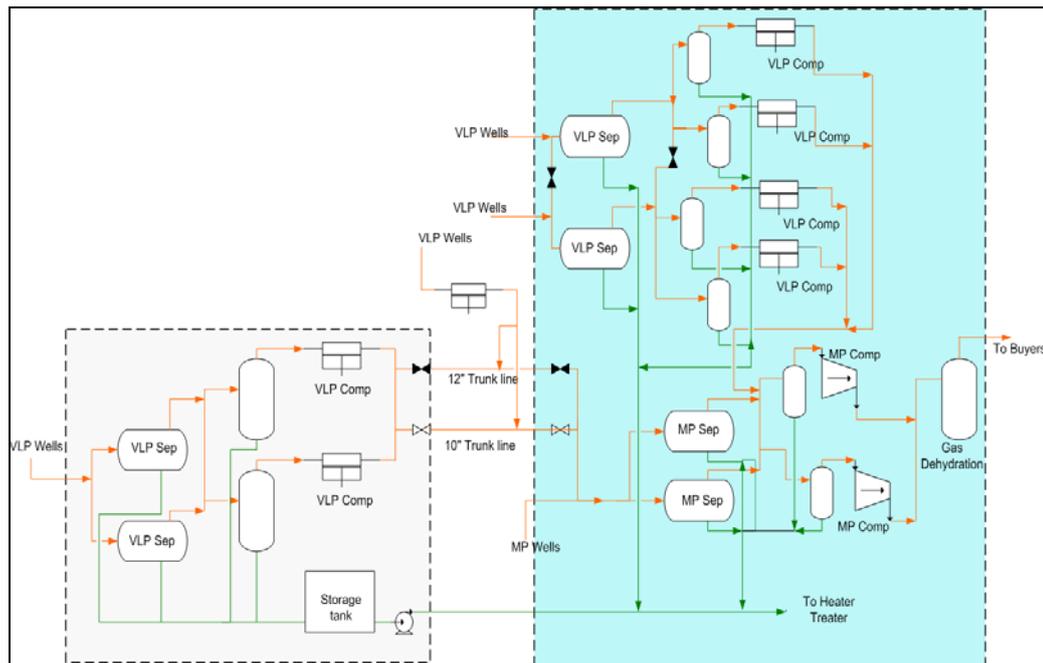
Hasil peramalan produksi menunjukkan bahwa lapangan S akan mengalami penurunan produksi yang drastis di akhir tahun 2014. Penurunan produksi di lapangan S membutuhkan analisa untuk menentukan strategi pengoperasian fasilitas yang optimum.



Gambar 4.1 Peramalan Produksi Lapangan S

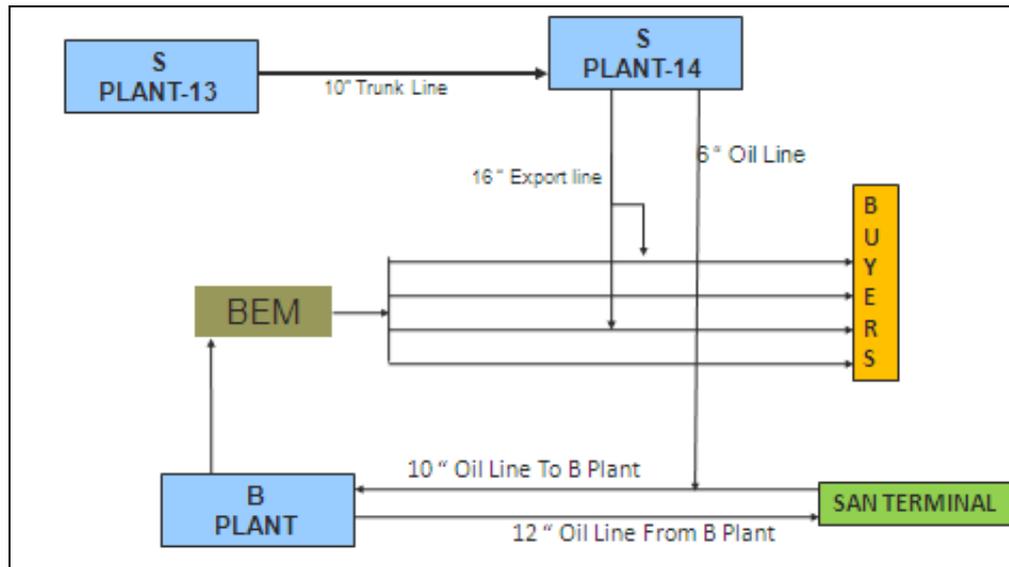
Lapangan S yang terdiri dari dua *plant* yaitu *plant* 13 dan *plant* 14, membagi proses pengolahan gasnya menjadi dua sistem berdasarkan tekanannya yaitu *very low pressure* (VLP) yang bertekanan antara 20 – 30 psig dan *medium pressure* (MP) yang bertekanan antara 250 – 280 psig. VLP sistem menjadi kompresi awal gas yang berasal dari sumur-sumur gas bertekanan sangat rendah. Setelah

mengalami pemisahan gas tersebut kemudian dikompresi sehingga dihasilkan gas dengan tekanan sedang. Gas tekanan sedang ini, baik yang berasal dari *plant 13* ataupun *plant 14*, akan digabungkan dengan gas yang berasal dari sumur gas bertekanan sedang untuk kemudian dikompresi sehingga menghasilkan gas tekanan tinggi (*high pressure gas*) dengan tekanan 680 – 720 psig untuk dikirimkan kepada pembeli.



Gambar 4. 2 Proses Pengolahan Gas Lapangan S

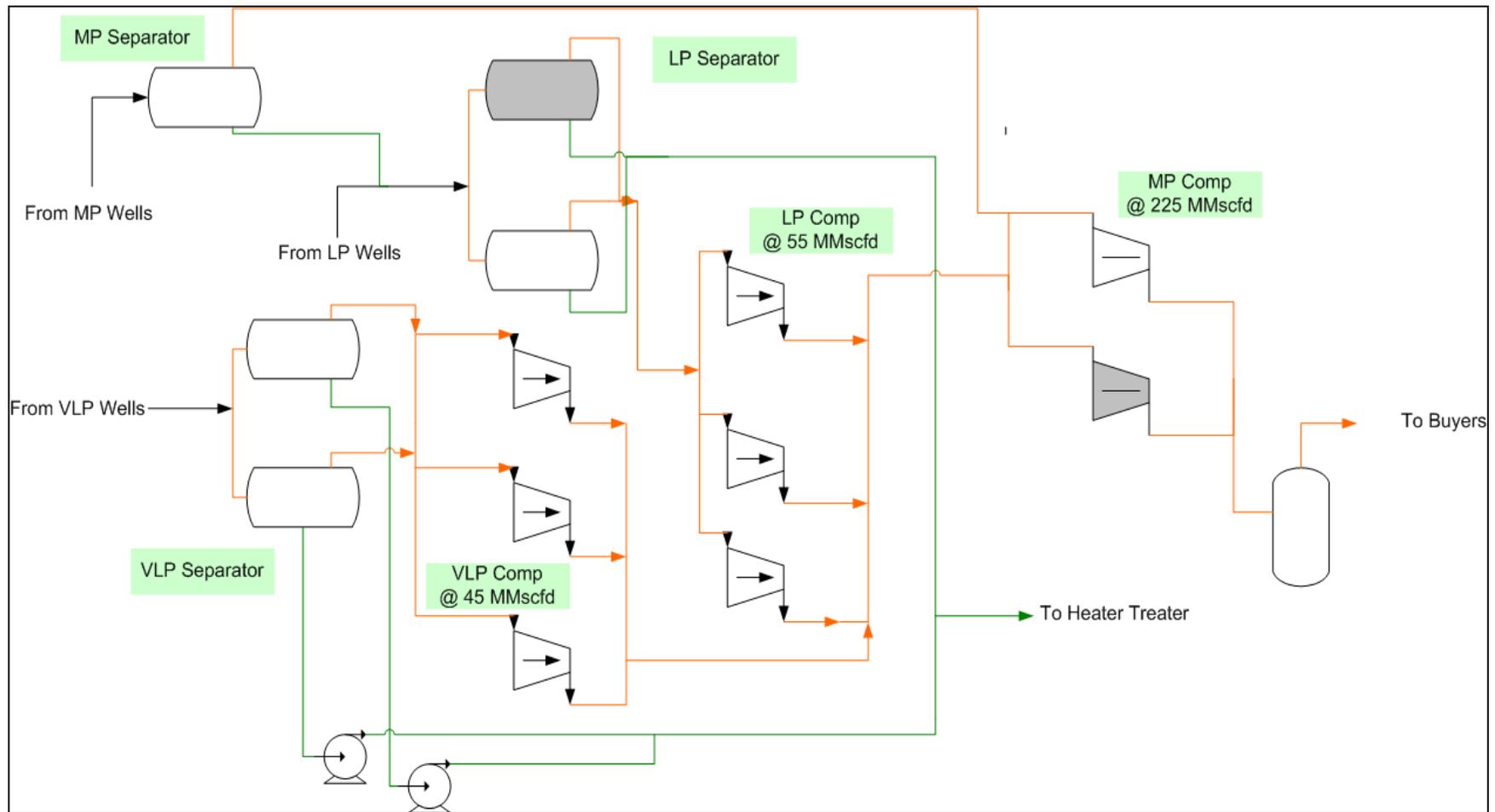
Lapangan S juga memiliki sistem pengolahan minyak dan air terproduksi. Produksi cairan dari *plant 13* akan dipompakan menuju *plant 14*, untuk diproses pada *heater treater* dan kemudian minyak yang dihasilkan dipompakan ke tangki penyimpanan. Minyak tersebut nantinya akan diambil sampelnya dan dianalisa kualitasnya apakah memenuhi spesifikasi sebelum dikirimkan ke lapangan B sebagai tempat penyimpanan akhir sebelum ditransfer ke terminal San. Gambar berikut menunjukkan jalur transfer produk, minyak dan gas, dari lapangan S.



Gambar 4. 3 Jalur transfer minyak dan gas (produk) lapangan S

Lapangan B yang terletak sekitar 25 km dari lapangan S merupakan, pusat dari pengumpulan minyak dari PT X. Minyak yang diproduksi dari semua lapangan di PT X dialirkan ke lapangan B. Fasilitas penyimpanan minyak dilapangan B berkapasitas 280,000 barrel dengan dua tangki masing-masing berkapasitas 110,000 barel dan dua tangki dengan kapasitas masing-masing 30,000 barel. Lapangan B bertugas untuk menjaga kualitas minyak yang dikirimkan ke terminal San sesuai dengan spesifikasi penjualan meliputi deg API dan BSW. Perubahan kualitas akan mengakibatkan proses ulang (*re-processing*) yang membutuhkan waktu dan biaya yang cukup besar terutama jika dilakukan di terminal San.

Lapangan B juga memproduksi gas, sehingga terdapat juga fasilitas pengolahan gas seperti lapangan S. sedikit perbedaan dengan lapangan S, sistem kompresi lapangan B memiliki tiga sistem yaitu *very low pressure*, *low pressure* dengan tekanan 80 – 100 psig dan *medium pressure*.



Gambar 4. 4 Fasilitas pengolahan gas lapangan B

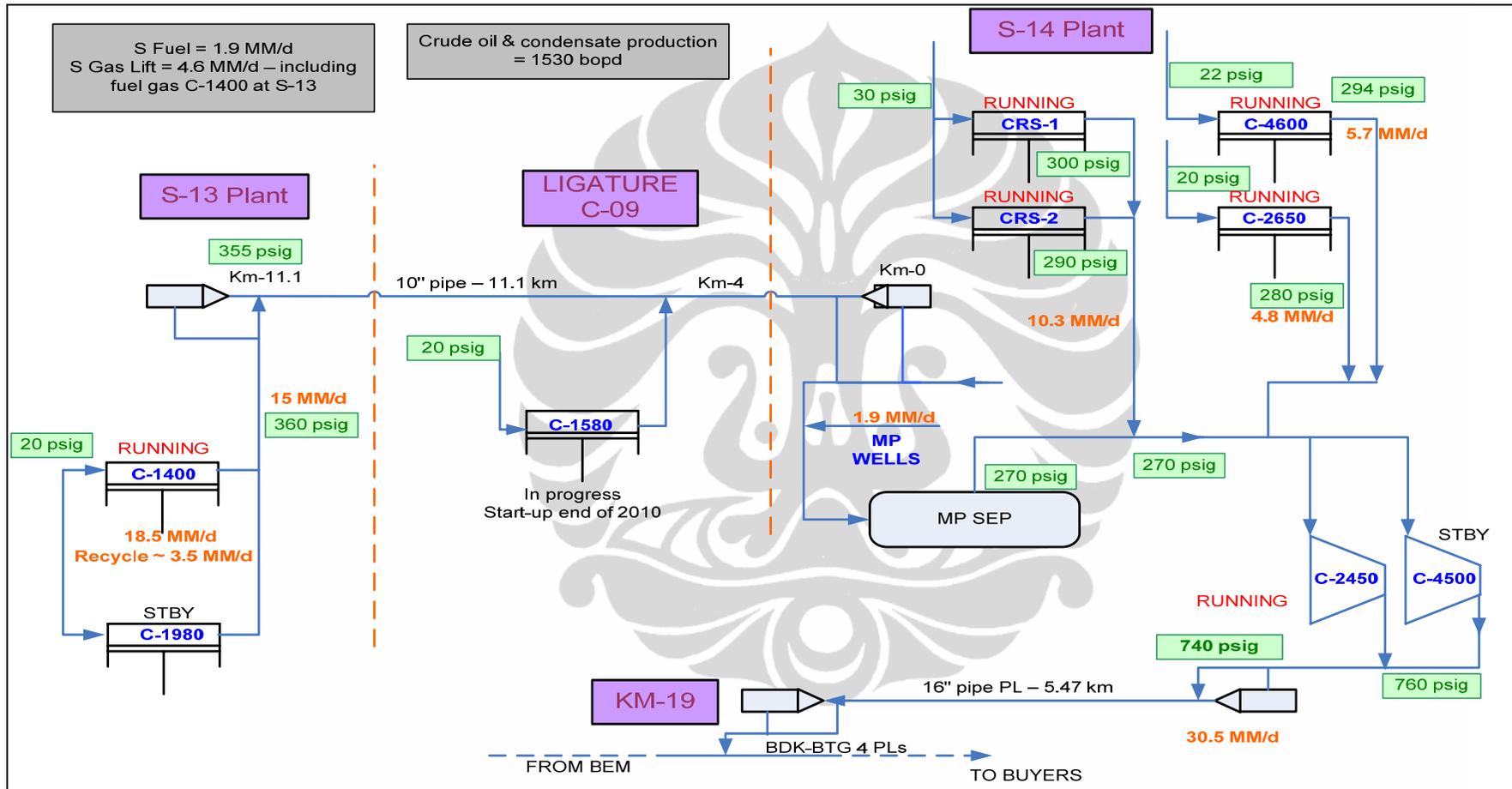
Pemilihan opsi terbaik dilakukan dengan mengevaluasi secara teknik dari kelima opsi yang diajukan. Setiap opsi yang layak secara teknik akan evaluasi kembali secara ekonomi untuk memilih opsi yang terbaik yang akan diaplikasikan pada lapangan S. Opsi terbaik yang telah terpilih akan dianalisa sensitifitasnya terhadap perubahan harga gas.

4.2 EVALUASI TEKNIK

Penurunan produksi dapat mengakibatkan peralatan proses beroperasi pda kondisi minimum operasi. Kondisi ini umumnya kurang efisien terutama dari segi bahan bakar. Oleh karena itu, untuk mengatasi kondisi tersebut dilapangan S beberapa opsi diajukan untuk dianalisa.

4.2.1 Opsi 1 : tidak melakukan apapun

Pada opsi ini, tidak ada perubahan atau modifikasi yang dilakukan di lapangan S, semua peralatan beroperasi normal. Opsi ini akan menjadi opsi basis sebagai pembanding dengan opsi yang lain. Untuk memastikan bahwa operasi ini dapat berjalan tanpa ada masalah maka beberapa hal yang harus diperiksa.



Gambar 4.5 Opsi 1- Operasi fasilitas produksi lapangan S tanpa modifikasi

4.2.1.1 Evaluasi Kompresor

Masalah yang dihadapi oleh lapangan S adalah penurunan produksi yang mengakibatkan fasilitas produksi beroperasi pada minimum. Peralatan proses yang ada di lapangan S dan paling sensitif terhadap minimum *rate* adalah kompresor. Jika beroperasi pada laju alir minimum, kompresor akan mengalami fenomena *surging* dan mengakibatkan kerusakan pada bagian internal dari kompresor.

Kapasitas minimum dihitung dengan menggunakan kurva performa kompresor, *inlet actual volume* dengan *isentropic head*. Kapasitas minimum dari kompresor ditentukan untuk beberapa kecepatan kompresor dengan batasan adalah titik *surge* dari kompresor. Sebagai batas aman, aktual inlet gas akan ditambahkan 20 %. *Inlet actual volume* pada kompresor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.9, sedangkan *isentropic head* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.13.

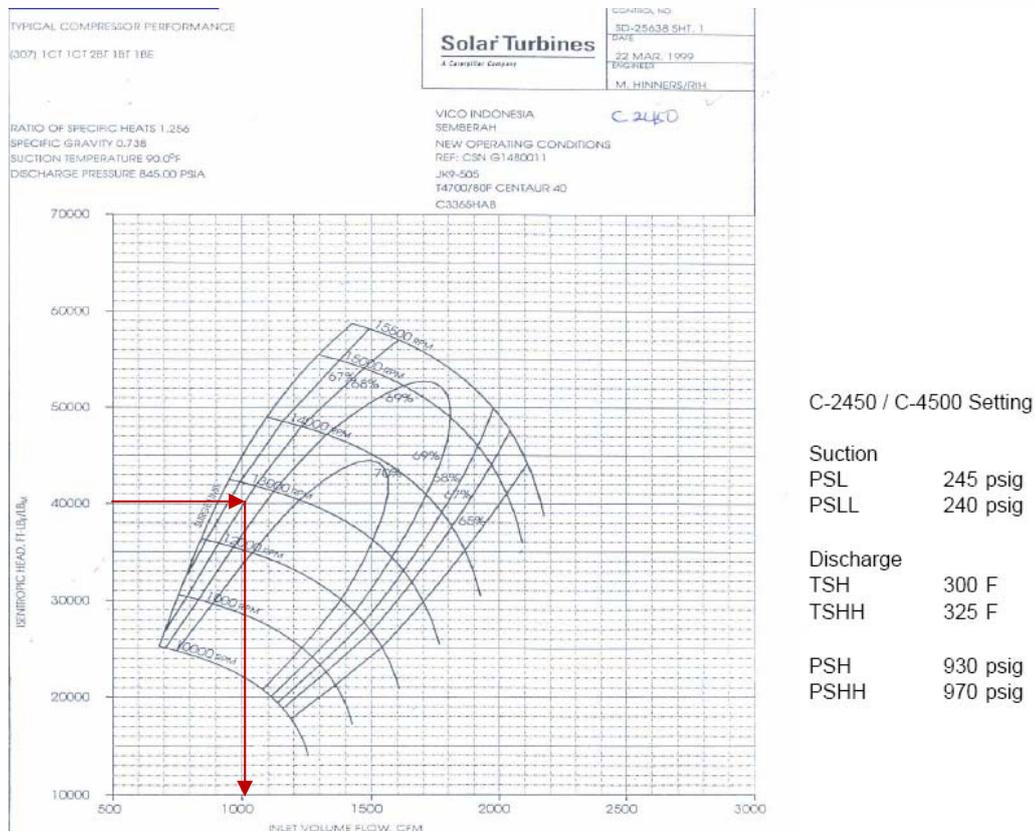
$$ACFM = 694.44V_1 \left(\frac{P_1}{P_2} \right) \left(\frac{T_2}{T_1} \right) \left(\frac{Z_2}{Z_1} \right) \quad (2.10)$$

$$H_{is} = \frac{Z_{avg} RT}{MW(k-1)/k} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right) \quad (2.11)$$

Pada kondisi operasi sebagai berikut minimum kompresi yang dapat dilakukan oleh kompresor MP dihitung.

- Tekanan masukan : 257 psig
- Tekanan keluaran : 753.7 psig
- Temperature masukan: 90 °F
- Temperatur keluaran : 261 °F
- Maka isentalpik *head* adalah 40,000 lbf/lbm
- Dengan kecepatan kompresor 14500 rpm, maka didapatkan gas yang dikompresi adalah 1000 ACFM
- Mengkonversi ACFM menjadi SCFD didapatkan 26 MMscfd

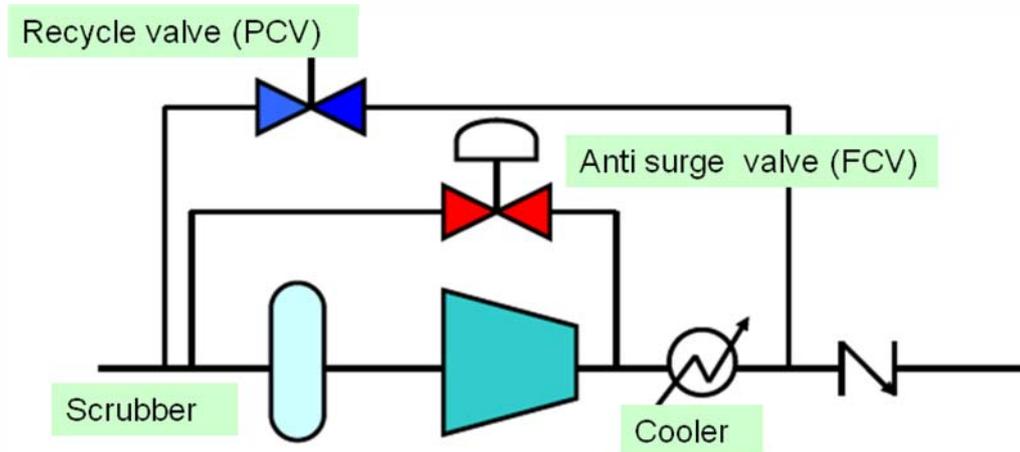
- Maka minimum laju alir gas yang dikompresi oleh MP kompresor adalah 26 MMscfd sebelum terjadi *surging*



Gambar 4. 6 Kurva performa kompresor MP lapangan S

Pada opsi satu sebagai basis opsi, lapangan S tidak melakukan modifikasi apapun pada kompresor, sehingga kompresor akan beroperasi pada laju alir yang cenderung menurun dan dapat mendekati batas *surging*. Pada kondisi ini, kompresor akan dibantu dengan PCV 2440 yang akan menjaga tekanan

pada kompresor tetap dan secara tidak langsung juga menyuplai gas sebagai masukan dari kompresor. Untuk dapat mempertahankan operasi kompresor dengan penurunan produksi, maka PCV 2440 harus cukup handal untuk mengkompensasi penurunan produksi. Oleh karena itu, perhitungan dilakukan untuk mengetahui kapasitas PCV 2440 untuk memberikan laju alir yang cukup ketika menjaga tekanan masukan kompresor.



Gambar 4. 7 Sistem recycle pada kompresor

Perhitungan ini dilakukan dengan menggunakan *software instrucalc*. Dari hasil perhitungan PCV 2440 dapat men-recycle gas sebanyak 43 MMscfd untuk memenuhi normal laju alir kompresor pada tekanan inlet 250 psig dan 700 psig pada tekanan keluaran. PCV 2440 bahkan mampu mengalirkan balik gas dari keluaran menuju aliran masuk sebanyak 73 MMscfd pada kondisi maksimum.

Tabel 4. 1 Hasil perhitungan PCV

Unit:		SPECIFICATION FORM FOR PROCESS MEASUREMENT				
Item: 001 Rev:		VICO Indonesia				
Contract:		Data Sheet:	of		Spec: PCV-2440	00
Mfg Serial:		Tag:				
		DWG:				
		Service:				
1	Fluid:		Crit. Pres. PC:			
2	SERVICE CONDITIONS	Units:	Maximum	Normal	Minimum	Other
3	Gas Flow Rate (Q)	MMscfd	73.023	43.000	59.316	
4	Inlet Pressure (P1)	psig	800.000	700.000	700.000	
5	Outlet Pressure (P2)	psig	250.000	250.000	350.000	
6	Temperature (T)	deg F	145.000	145.000	145.000	
7	Specific Gravity (SG)	SG	0.776	0.776	0.776	
8	Specific Heat Ratio, k (k)		1.200	1.200	1.200	
9	Gas Sizing Coefficient, C (Cg)		3700.019	2518.839	3700.011	
10		% Open	85	47	85	
11	Vlv Lpa (Allowed / Calculated)	dB(A)	/113.5	/108.4	/107.7	/
12						

Pendinginan adalah faktor yang sangat penting ketika men-recycle gas. Ketika gas di-recycle terus menerus kenaikan temperature akan terjadi. Untuk menghindari terjadinya kenaikan temperature pada keluaran kompresor yang dapat mengakibatkan kompresor *shut down* karena indikasi *high temperature* maka *cooler* harus memiliki kemampuan yang baik untuk mendinginkan gas.

Perhitungan performa kompresor dilakukan dengan menggunakan *datasheet* yang tersedia untuk cooler dan membandingkan dengan kondisi actual operasi *cooler*.

- Mengumpulkan data yang dibutuhkan untuk menghitung performa *cooler* sebagai berikut
 - $Q = 12907106 \text{ btu/hr}$
 - $U = 3.61 \text{ btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$
 - $A = 58667 \text{ ft}^2$
 - $t_{\text{air in}} = 95 \text{ }^\circ\text{F}$
 - $t_{\text{air out}} = 145 \text{ }^\circ\text{F}$
 - $T_{\text{gas in}} = 287 \text{ }^\circ\text{F}$
- Menghitung CMTD dengan menggunakan persamaan 2.19

$$Q = U A \text{ CMTD} \quad (2.19)$$

$$\text{CMTD} = \frac{Q}{U A} = \frac{12,907,106}{(3.61)(58,667)} = 60.94\text{F}$$

- Menghitung LMTD dengan mengasumsikan $C = 1$ menggunakan persamaan 2.31

$$\text{CMTD} = \text{LMTD} \times \text{faktor koreksi} \quad (2.21)$$

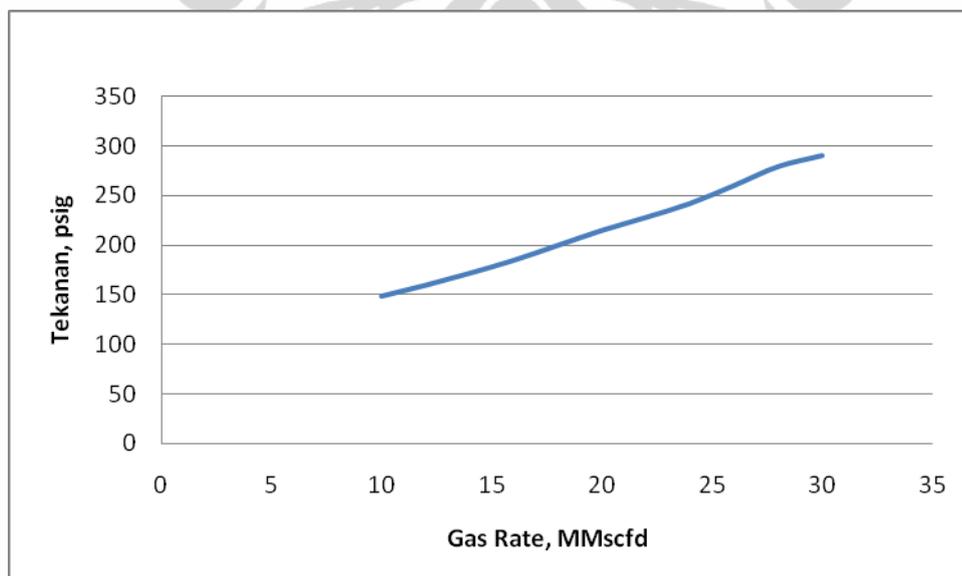
$$\text{CMTD} = \text{LMTD} = 60.94 \text{ }^\circ\text{F}$$
- Menghitung $T_{\text{gas out}}$ dengan menggunakan persamaan, didapatkan $T_{\text{gas out}} = 114 \text{ }^\circ\text{F}$ lebih rendah dari yang diharapkan yaitu $120 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\text{LMTD} = \left(\frac{\text{GTTD} - \text{LTTD}}{\ln\left(\frac{\text{GTTD}}{\text{LTTD}}\right)} \right) \quad (2.22)$$

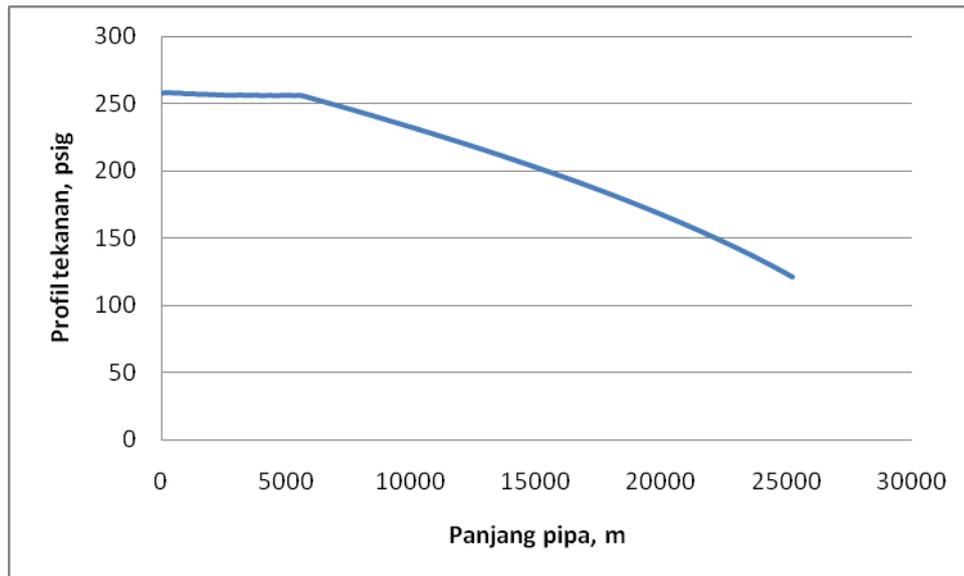
Perhitungan kapasitas PCV 2440 mampu untuk mengalirkan balik gas dari keluaran kompresor menuju masukan kompresor sesuai dengan kondisi operasi normal kompresor. Pendingin (*cooler*) mampu untuk menurunkan temperatur gas sehingga kompresor *shut down* karena *high temperature discharge* dapat dihindari. Secara teknik, opsi ini layak untuk dilaksanakan

perubahan tujuan dan juga tekanan akhir. Di opsi ini, gas lapangan S akan dialirkan ke sistem LP dengan tekanan 80 - 100 psig di lapangan B. Perubahan kondisi ini berpengaruh terhadap tekanan yang dibutuhkan di lapangan S. Untuk mengetahui tekanan yang dibutuhkan pada lapangan S, simulasi aliran dilakukan dengan menggunakan simulator yang basis perhitungannya menggunakan persamaan Beggs dan Brill.

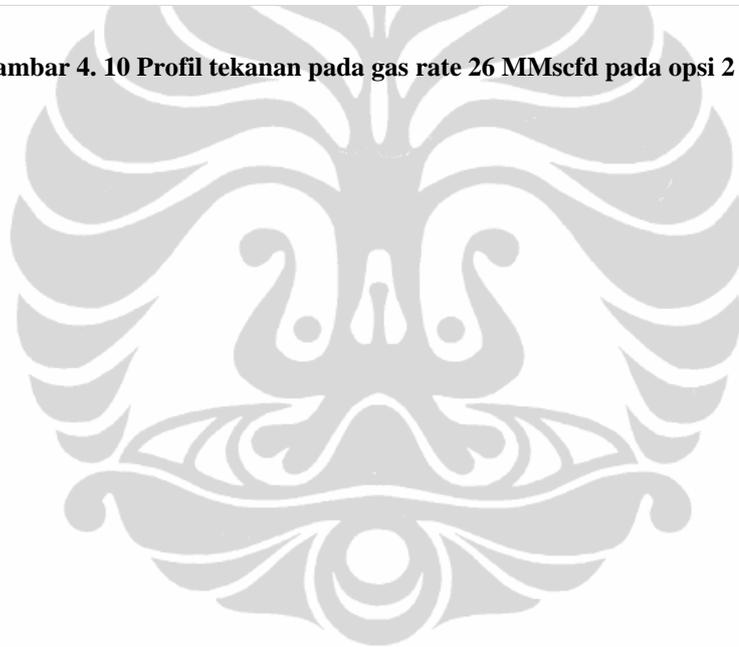
Perhitungan ini dibatasi dengan menjaga agar tekanan tetap pada sistem MP dari lapangan S, untuk mencegah agar tidak terjadi *back pressure* pada sistem. Dengan tidak merubah tekanan yaitu tetap 270 psig dan tekanan pada sistem LP lapangan B adalah 100 psig, perbedaan tekanan sebesar 170 psi digunakan untuk menentukan laju alir maksimum yang dapat mengalir pada pipa yaitu 26 MMscfd. Laju alir ini digunakan untuk menghitung profil tekanan yang dibutuhkan pada sistem lain di lapangan S. *Gas lift* dengan tekanan yang dibutuhkan untuk meningkatkan produksi sumur-sumur minyak akan disediakan melalui pemanfaatan dua unit VLP *kompresor* yang masing-masing berada pada *plant* 13 dan *plant* 14. Profil tekanan pada lapangan S dengan 26 MMscfd gas mengalir ke lapangan B dapat dilihat ada gambar berikut.

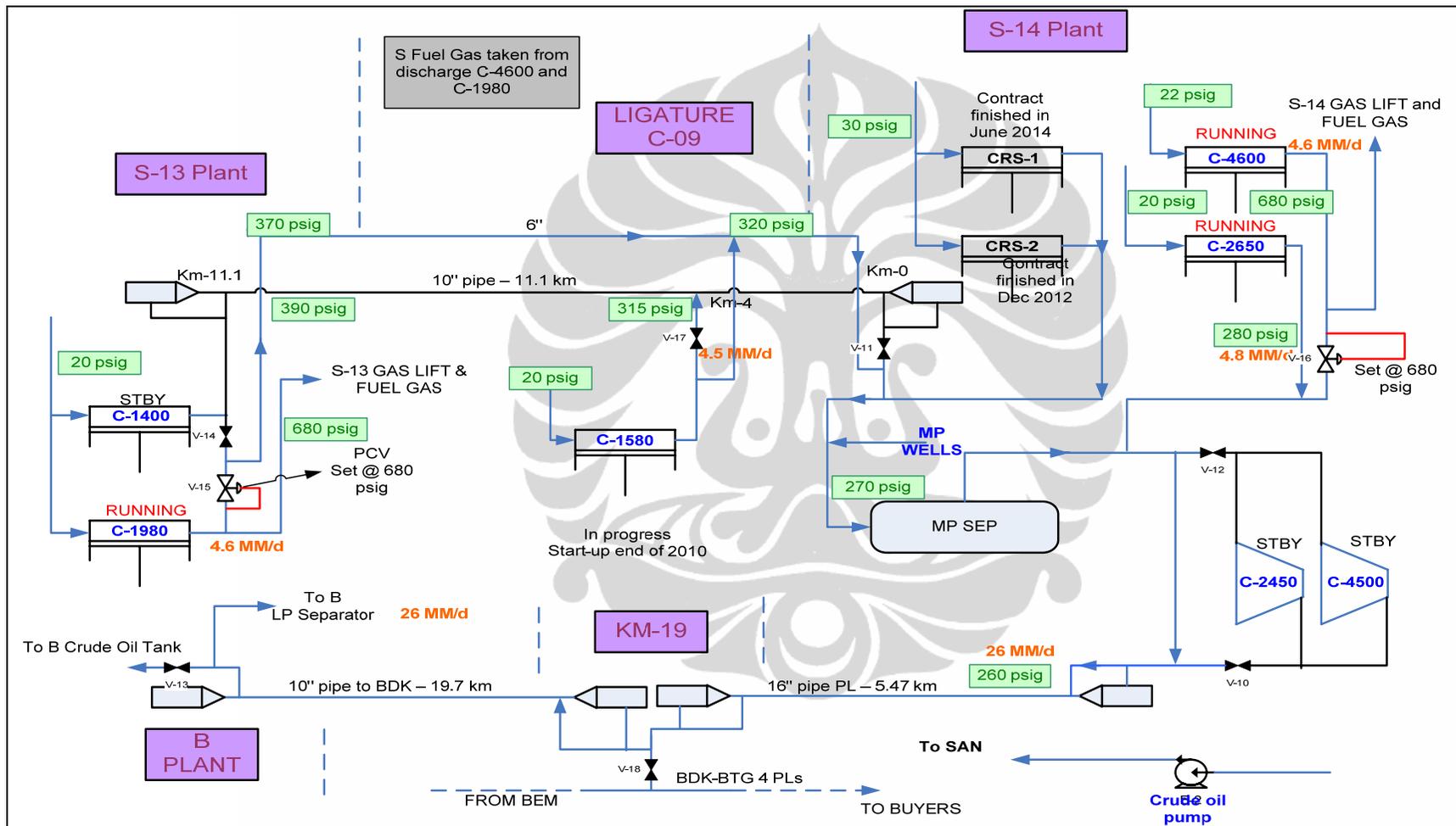


Gambar 4. 9 Perubahan gas rate terhadap tekanan sistem pada opsi 2



Gambar 4. 10 Profil tekanan pada gas rate 26 MMscfd pada opsi 2





Gambar 4. 11 Opsi 2 – Profil tekanan pengiriman gas lapangan S ke lapangan B dan minyak ke terminal San

4.2.2.2 Evaluasi Separator

Evaluasi separator dilakukan untuk mengetahui kapasitas separator di lapangan B mampu untuk mengakomodasi gas dan cairan dari lapangan S. Beberapa faktor penting yang menentukan kinerja separator, yaitu (Arnold dan Stewart, 1999).

a. *Settling*

Settling atau pengendapan adalah pemisahan secara gravitasi dengan tetes cairan akan mengalir pada kecepatan tertentu. Kecepatan cairan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 2.27.

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta SG) d_m^2}{\mu} \quad (2.27)$$

$$V_t = 0.14 \text{ m/s}$$

b. Ukuran tetesan cairan

Menurut Arnold dan Stewart(1999), persamaan desain kapasitas umumnya didasarkan pada penghilangan partikel dengan ukuran lebih besar dari 100 mikron, maka pada perhitungan ini akan digunakan maksimum droplet size adalah 100 mikron.

c. *Retention time*

Untuk menjamin bahwa cairan dan gas mencapai kesetimbangan pada tekanan pemisahan, penyimpanan cairan tertentu diperlukan waktu yang cukup atau waktu retensi. Menurut Arnold dan Stewart (1999), waktu retensi umumnya berkisar antara 30 detik - 3 menit. Waktu retensi ini dijadikan batasan apakah pemisahan gas dengan cairan sudah terpisah dengan baik dengan batasan maksimum droplet yaitu 100 mikron.

Perbandingan hasil perhitungan separator yang dibutuhkan dengan separator yang telah terpasang dapat dilihat pada tabel berikut

Tabel 4. 2

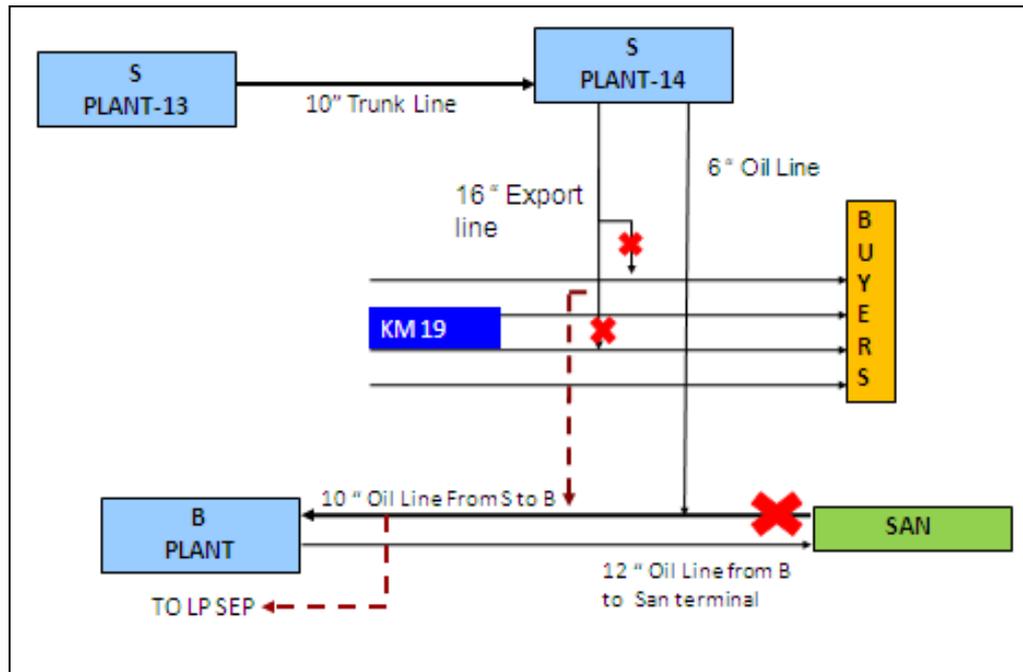
Perbandingan ukuran separator yang dibutuhkan dengan separator yang tersedia

No	Design Basis	Separator	Remarks	Status
1	P (psig)	100	ID (in) : 108	
2	T (F)	100	Length (in) : 300	
3	Qgas (MMscfd)	26	Volume (ft3): 1590	
4	Density Gas (lb/ft3)	1.09	<i>Assumed Droplet Size : 100</i>	
5	Qliq (BPD)	2500		
6	Density Liq (lb/ft3)	49.88		
7	Gas Velocity(m/s)	0.14	Gas Vel < Vmax (0.4 m/s).	OK
8	Residence Time (min)			
	1. HLL-HHLL	8	Residence times > 3 minutes	OK
	2. NLL - HLL	46	Residence times > 3 minutes	OK
	3. LLL - NLL	12	Residence times > 3 minutes	OK
	4. LLLL - LLL	58	Residence times > 3 minutes	OK
9	Nozzle Size (in)			
	1. Inlet Nozzle	12	Existing 20 in	OK
	2. Vap Outlet Nozzle	9	Existing 20 in	OK
	3. Liq Outlet Nozzle	3	Existing 6 in	OK

Dari hasil perbandingan terlihat bahwa separator yang tersedia cukup untuk memfasilitasi gas dan minyak dari lapangan S. Namun, opsi kedua dapat menimbulkan komersial isu, karena pada opsi ini minyak langsung mengalir ke terminal San dan tidak ke lapangan B. Perbedaan spesifikasi dan kualitas yang kurang terjaga dapat mengakibatkan penambahan biaya yang di klaim kepada PT X untuk memperbaiki kualitas sehingga opsi ini tidak layak secara teknis.

4.2.3 Opsi 3 : Pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B

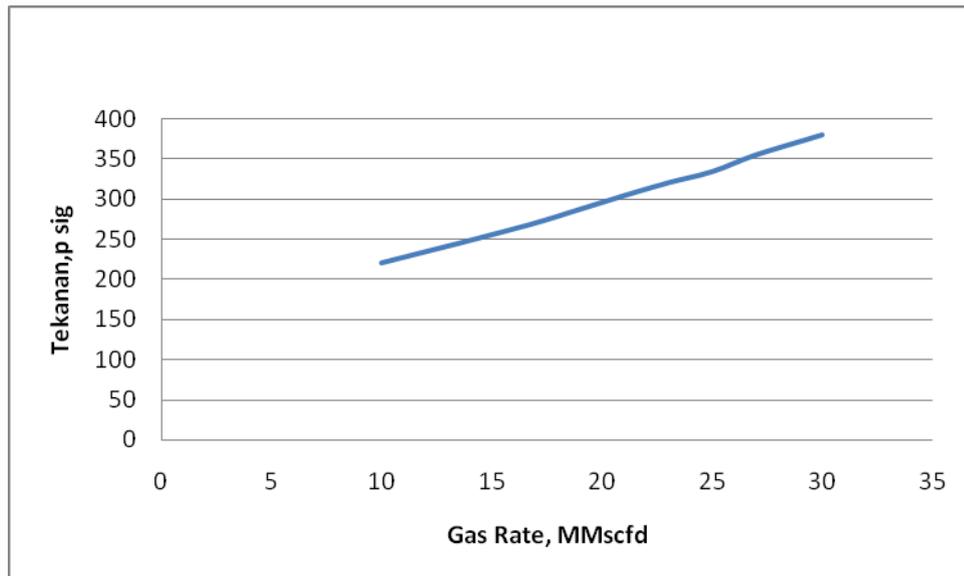
Pada opsi ini, gas dan minyak lapangan S akan dikirimkan ke lapangan B. Minyak dan gas dari lapangan S akan dimasukkan ke dalam low pressure separator dengan tekanan 80 - 100 psig. Di separator minyak dan gas akan dipisahkan untuk kemudian di minyak akan diolah pada heater treater dan gas akan dikompres oleh *low pressure* separator menjadi *medium pressure gas* dengan tekanan 260 – 280 psig.



Gambar 4. 12 Opsi 3 - Jalur pengiriman gas dan minyak lapangan S

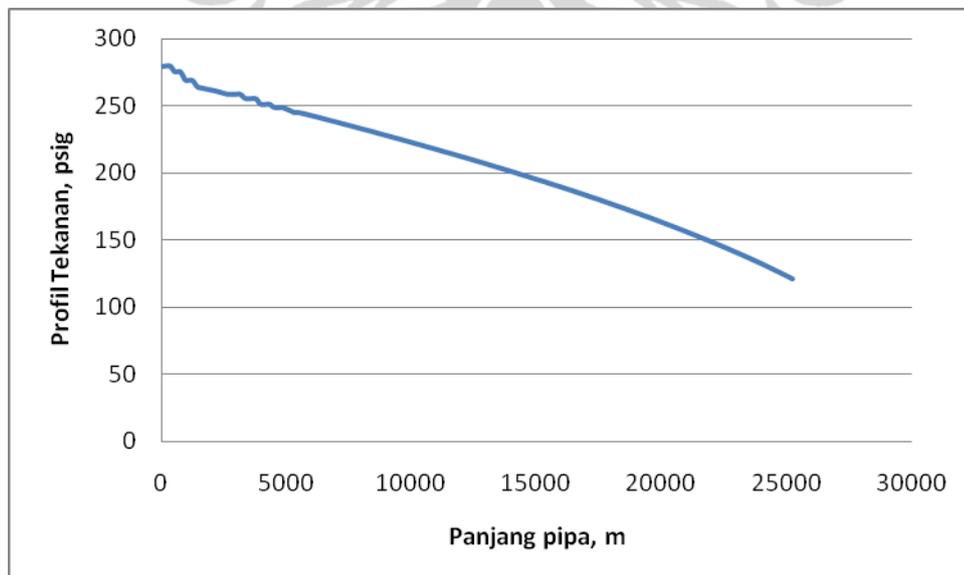
4.2.3.1 Evaluasi Sistem Transfer Minyak dan Gas Bumi Lapangan S

Perubahan sistem pengiriman menjadi dua fasa, yaitu gas dan minyak, menjadikan tekanan yang dibutuhkan pada lapangan S menjadi lebih besar. Dengan menjaga tekanan pada sistem MP tidak mengalami perubahan yaitu 270 psig dan tekanan pada sistem LP lapangan B 100 psig. Perbedaan tekanan 170 psig menjadi batasan jumlah gas yang dapat dialirkan dengan minyak yang mengalir sebesar 2,500 BPD. Perhitungan ini dilakukan dengan simulator yang menggunakan metode Beggs dan Brill untuk menghitung berapa laju alir gas maksimum. Dari hasil simulasi, untuk kondisi ini didapatkan sebesar 17 MMscfd gas dapat dikirimkan ke lapangan B.

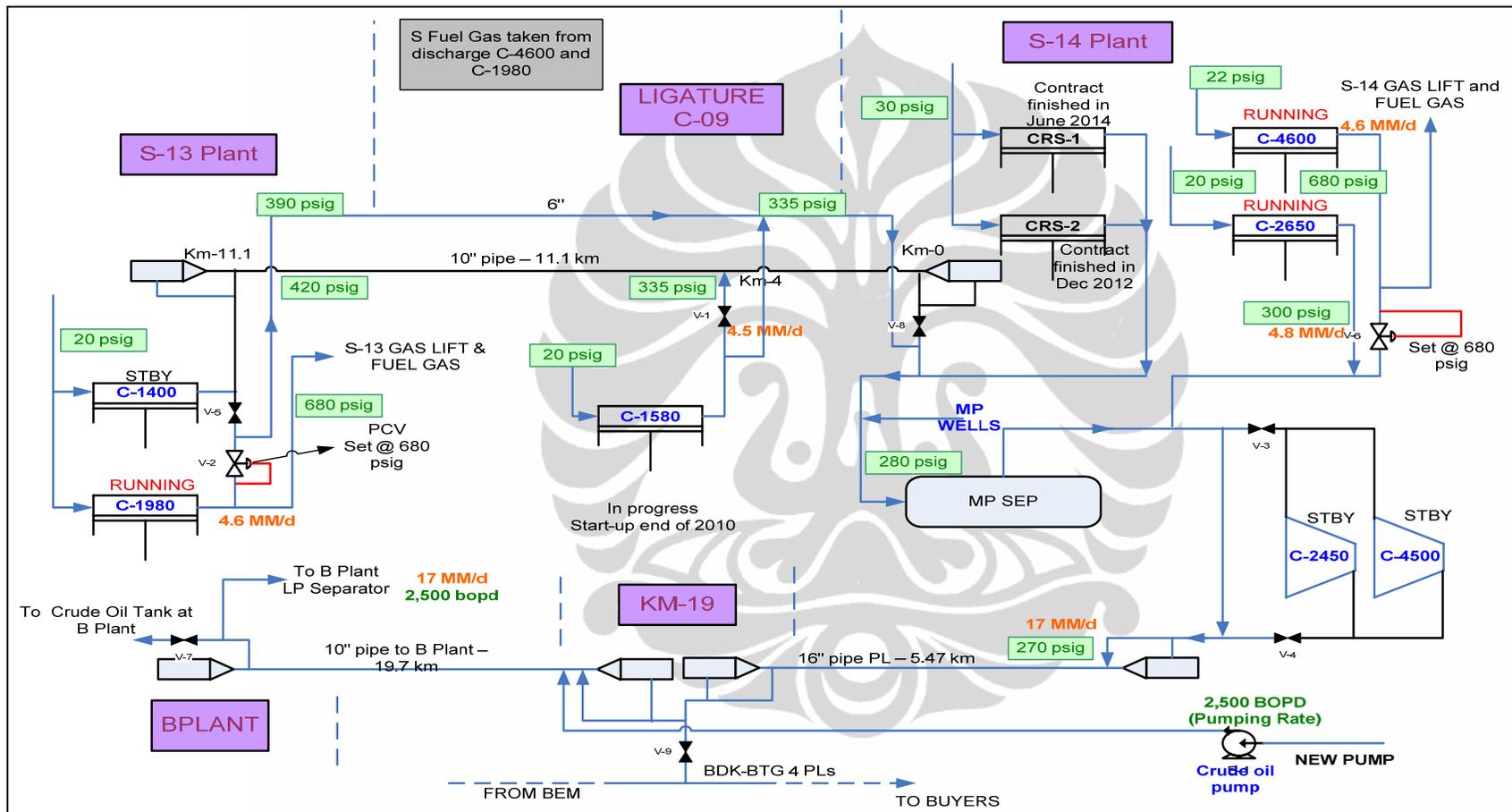


Gambar 4. 13 Perubahan laju alir gas terhadap tekanan sistem pada opsi 3

Laju alir gas sebesar 17 MMscfd dijadikan sebagai basis untuk menghitung profil tekanan pada sistem lain di lapangan S. Gambar berikut menunjukkan profil tekanan pada lapangan S. Kebutuhan gas lift lapangan S akan disuplai oleh dua unit kompresor VLP yang masing-masing terletak pada *plant* 13 dan *plant* 14 dengan tekanan operasi 700 psig.



Gambar 4. 14 Opsi 3 - Profil tekanan pada gas rate 17 MMscfd dan 2500 BPD



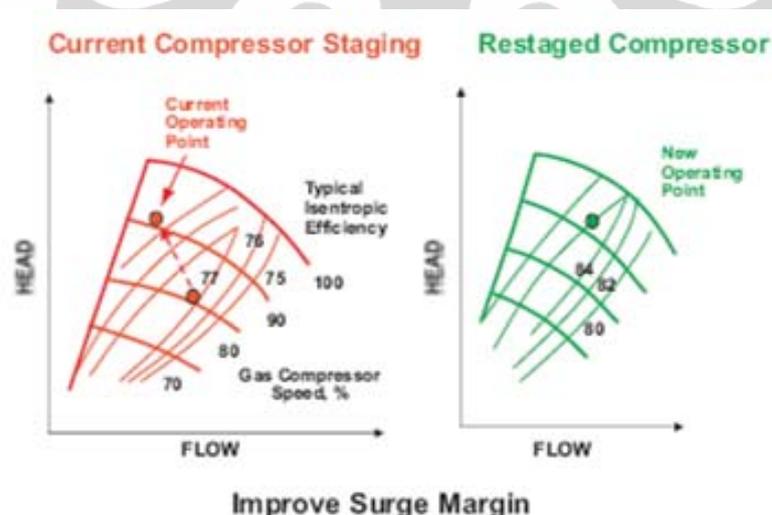
Gambar 4. 15 Opsi 3 – Profil tekanan pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B

4.2.3.4 Evaluasi Separator

Pada opsi ini tidak ada perbedaan untuk evaluasi separator pada opsi kedua, karena pada opsi kedua separator telah dievaluasi untuk memfasilitasi 20 MMscfd gas dan 2500 BPD. Sedangkan, pada opsi ketiga gas yang akan dikirimkan lapangan S ke lapangan B adalah 17 MMscfd dan minyak sebanyak 2500 BPD., sehingga perbandingan pada tabel 4.2 telah merepresentasikan perhitungan yang dibutuhkan pada opsi ketiga ini.

4.2.4 Opsi 4 : Restaging MP Kompresor

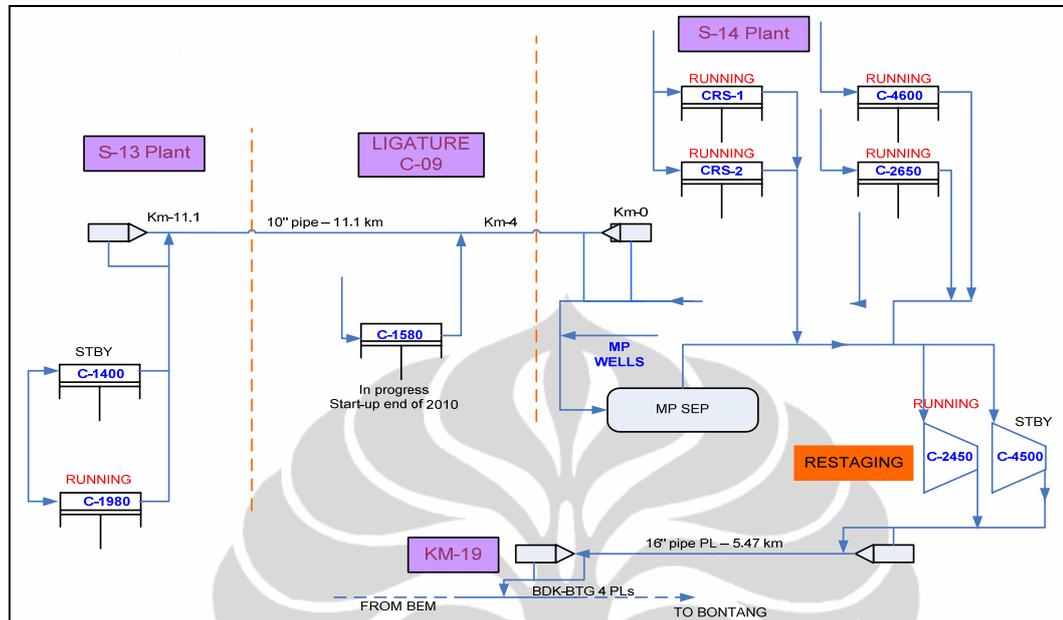
Salah satu opsi yang dapat dilakukan untuk mengatasi *surge* pada kompresor karena kekurangan gas masukan adalah dengan restaging. *Restaging* kompresor akan membantu operasi kompresor agar dapat menjauhi batas *surge* dengan menggeser posisi titik operasi kompresor menjadi lebih jauh dari batas *surge*. (Solar turbines, 2004)



Gambar 4. 16 *Restaging* kompresor menggeser titik operasi kompresor sehingga lebih jauh dari batas *surge* (Solar turbines, 2004)

Restaging kompresor dengan melakukan konfigurasi ulang pada impeller kompresor agar dapat memenuhi parameter yang dibutuhkan kondisi operasi. Dalam hal ini parameter tersebut adalah laju alir masukan gas pada MP kompresor. *Restaging* menjadikan penggunaan bahan bakar gas lebih efektif. Dengan penurunan kapasitas kompresor MP, menjadi 30 MMscfd, bahan bakar

gas yang digunakan lebih rendah sekitar 0.2 MMscfd yang merupakan penghematan.

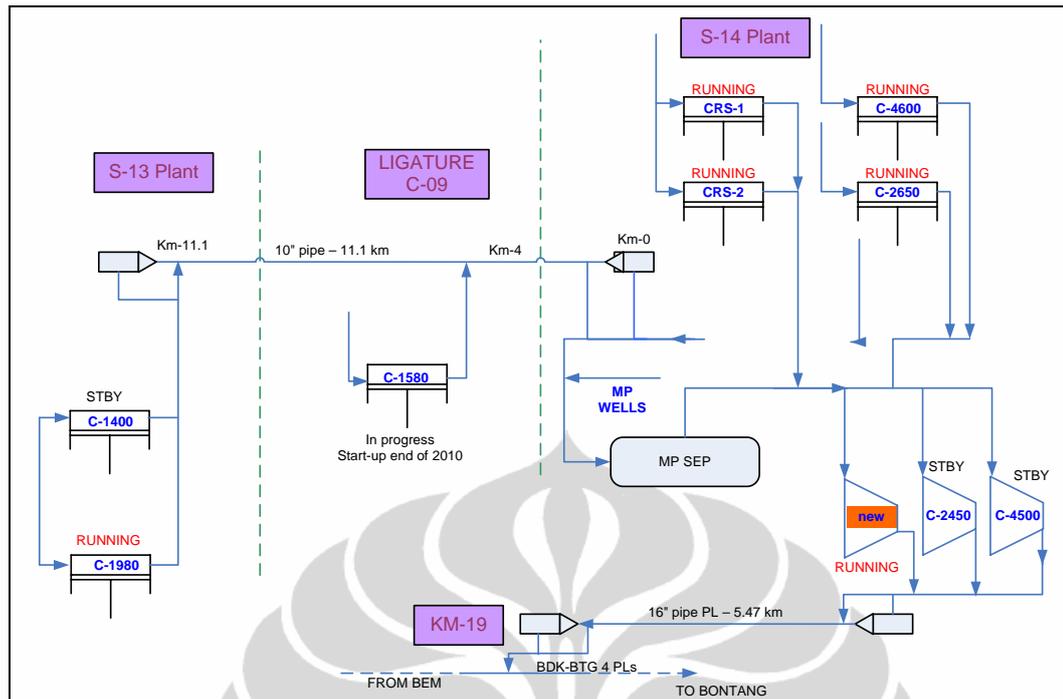


Gambar 4. 17 Opsi 4 – Restaging MP kompresor

Pada opsi ini tidak ada perubahan sistem selain *restaging* MP kompresor menjadi kapasitas yang lebih kecil. Tekanan pada sistem tidak mengalami perubahan dan tujuan dari pengiriman gas juga tidak mengalami perubahan tetap langsung ke pembeli dengan minyak langsung ke fasilitas di lapangan B.

4.2.5 Opsi 5 : Membeli Unit Kompresor Baru

Pembelian unit kompresor yang lebih rendah kapasitasnya juga merupakan salah satu opsi yang dapat dijadikan sebagai solusi untuk mengantisipasi *surgings* pada kompresor yang saat ini ada. Pembelian unit ini didesain untuk mampu mengompres gas dengan kapasitas yang lebih rendah dan tekanan tetap sama dengan kondisi ini. Sehingga, tidak ada perubahan profil tekanan pada sistem di lapangan S. Dengan penggantian ke unit yang lebih kecil, penggunaan bahan bakar akan menjadi lebih sedikit, diestimasi sekitar 0.2 MMscfd bahan bakar dapat dihemat.



Gambar 4. 18 Opsi 5 - Pembelian unit kompresor baru

4.3 EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi akan melihat opsi yang layak secara teknik bernilai ekonomis untuk dilaksanakan atau tidak. Dengan menganggap bahwa semua proyek akan selesai pada awal tahun 2014, setiap opsi akan dievaluasi untuk menentukan opsi yang memberikan nilai terbaik secara ekonomi. Evaluasi ekonomi dilakukan dengan menggunakan *interest rate* 10%. Biaya operasi yang dihitung adalah perubahan penggunaan bahan bakar gas, sedangkan untuk biaya operasi lainnya dianggap tetap karena tidak ada penambahan pekerja atau perubahan lain yang mengakibatkan perubahan biaya operasi. Perubahan penggunaan bahan bakar digunakan sebagai parameter untuk mengevaluasi keekonomian semua opsi yang diajukan.

4.3.1 Opsi 1 : tidak melakukan apapun

Opsi ini menjadi basis bagi opsi yang lain. Berdasarkan hasil evaluasi teknik opsi ini dapat dilaksanakan. Dengan mengalirkan balik gas dari keluaran kompresor menuju aliran masuk kompresor, batas *surge* dari kompresor dapat terlewati sehingga kompresor terbebas dari *surging*. Kapasitas PCV dan *cooler* terbukti

efektif untuk mengalirkan balik gas dan menjaga agar temperatur tidak melebihi batas temperatur tertinggi yang diperbolehkan oleh kompresor. Opsi ini menunjukkan inefisiensi penggunaan bahan bakar gas, yang dapat dihemat jika kapasitas kompresor sesuai dengan jumlah gas yang harus dikompresi.

4.3.1.1 Net Present Value (NPV)

Pada opsi pertama, kebutuhan bahan bakar gas tetap tidak ada perbedaan yaitu 0.7 MMscfd, maka pada opsi pertama

- Bahan bakar : 0.7 MMscfd (1 scf = 1000 Btu)
- Harga gas : \$ 4000/ MMbtu
- Rate : 10 %

Tabel 4. 3 NPV opsi 1

Tahun	Biaya
2014	-1022000
2015	-1022000
2016	-1022000
2017	-1022000
2018	-1022000
NPV	-\$3,874,184

4.3.2 Opsi 2 : Pengiriman gas lapangan S ke lapangan B dan mengirimkan minyak lapangan S ke terminal San

Hasil evaluasi teknik opsi kedua menunjukkan bahwa opsi kedua tidak layak secara teknik, maka opsi ini tidak dievaluasi secara ekonomi.

4.3.3 Opsi 3 : Pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B

Penghematan bahan bakar gas sebesar 0.7 MMscfd dengan men-*standby*-kan satu unit MP kompresor. Modifikasi yang dibutuhkan untuk menjalankan opsi ini sebagai berikut.

- Plant 13
 - Pemasangan PCV pada keluaran kompresor C-1980
 - Pemasangan pipa koneksi dari keluaran kompresor C-1980 ke pipa jalur *gas lift*

- Pemasangan pipa koneksi dari keluaran kompresor C-1980 ke pipa 6" HP 2, jalur pipa dari *plant* 13 ke *plant* 14
- Plant 14
 - Pemasangan pipa koneksi dari keluaran separator MP menuju jalur ekspor gas
 - Pemasangan pipa koneksi dari 10" *Trunk line* menuju VLP header dan separator V-3580 di *plant* 14
- KM 19
 - Pemasangan pipa koneksi dari 16" *export gas line* menuju 10" *oil line*
 - Relokasi *Launcher/Receiver* dari San ke KM 19
- B Plant
 - Pemasangan pipa koneksi dari 10" *oil line* ke LP Separator
 - Pemasangan *custodian gas meter* pada aliran keluaran LP separator
 - Pemasangan *liquid meter* pada aliran keluaran LP separator

Biaya yang dibutuhkan untuk modifikasi tersebut sebagai berikut

Tabel 4. 4 Biaya modifikasi opsi 3

No	Item	Biaya (\$)	Keterangan
I	Engineering	25,000	
II	Material		
1	Pump	100,000	
2	Piping & Fitting	429,950	
3	Civil	25,000	
4	Instrumentation	468,750	
5	Electrical	15,000	
6	Inspection and Testing	37,500	
7	SCM Cost Centre	43,048	
III	Construction	240,000	
IV	Inspection	37,500	
Total (\$)			1,421,748

4.3.3.1 Net Present Value (NPV)

- Bahan bakar : 0.7 MMscfd (1scf = 1000 Btu)
- Total Bahan bakar : 255.5 MMscf per tahun
- Harga gas : \$ 4000/ MMbtu
- Rate : 10 %

Tabel 4. 5 NPV opsi 3

Tahun	Biaya Modifikasi	Penghematan
2013	(1,422,000)	
2014		1,022,000
2015		1,022,000
2016		1,022,000
2017		1,022,000
2018		1,022,000
NPV		3,688,000

4.3.3.2 Internal Rate of Return (IRR)

IRR dihitung dengan menggunakan persamaan 2.37

$$F_t = F_{t-1}(1+i) + C \quad (2.37)$$

Nilai IRR didapatkan dengan menganggap NPV = 0. Pada opsi 3, ketika NPV = 0 didapatkan IRR sebesar 66.20%

4.3.3.3 Payback period

Payback period dihitung dengan menggunakan persamaan 2.40

$$n_p = \frac{P}{NCF} \quad (2.40)$$

$$n_p = \frac{1,422,000}{1,022,000} = 1.39 \text{ tahun}$$

4.3.4 Opsi 4 : Restaging MP Kompresor

Restaging kompresor menjadikan penggunaan bahan bakar gas lebih efektif. Dengan penurunan kapasitas kompresi diestimasi bahan bakar gas yang digunakan lebih rendah sekitar 0.2 MMscfd yang merupakan penghematan. Pada opsi ini juga tidak dibutuhkan penambahan modifikasi, karena sistem perpipaan yang digunakan menggunakan pipa kompresor yang sebelumnya terpasangan

4.3.4.1 Net Present Value (NPV)

- Bahan bakar : 0.2 MMscfd (1 scf = 1000 Btu)
- Total Bahan bakar : 73 MMscf per tahun
- Harga gas : \$ 4000/ MMbtu
- Rate : 10 %

Tabel 4. 6 NPV opsi 4

Tahun	Biaya Restaging	Penghematan
2013	(450,000)	
2014		292,000
2015		292,000
2016		292,000
2017		292,000
2018		292,000
NPV		1,010,000

4.3.4.2 Internal Rate of Return (IRR)

IRR dihitung dengan menggunakan persamaan 2.37

$$F_t = F_{t-1}(1+i) + C \quad (2.37)$$

Nilai IRR didapatkan dengan menganggap NPV = 0. Pada opsi 4, ketika NPV = 0 didapatkan IRR 58.38 %

4.3.4.3 Payback period

Payback period dihitung dengan menggunakan persamaan 2.40

$$n_p = \frac{P}{NCF} = \frac{450,000}{292,000} = 1.54 \text{ tahun}$$

4.3.5 Opsi 5 : Membeli Unit Kompresor Baru

Pembelian unit baru dengan kapasitas yang lebih rendah diestimasi dapat menghemat bahan bakar 0.3 MMscfd jika dibandingkan dengan unit yang saat ini terpasang.

4.3.5.1 Net Present Value (NPV)

- Bahan bakar : 0.3 MMscfd (1 scf = 1000 Btu)
- Total Bahan bakar : 109.5 MMscf per tahun
- Harga gas : \$ 4000/ MMbtu
- Rate : 10 %

Tabel 4. 7 NPV opsi 5

Tahun	Biaya Pembelian dan Instalasi Unit	Penghematan
2013	(4,000,000)	
2014		438,000
2015		438,000
2016		438,000
2017		438,000
2018		438,000
	NPV	-1,810,000.00

4.3.5.2 Internal Rate of Return

IRR dihitung dengan menggunakan persamaan 2.37

$$F_t = F_{t-1}(1+i) + C \quad (2.37)$$

Nilai IRR didapatkan dengan menganggap NPV = 0. Pada opsi 5, ketika NPV = 0 didapatkan IRR sebesar -17.22%

4.3.5.3 Payback period

Payback period dihitung dengan menggunakan persamaan 2.40

$$n_p = \frac{P}{NCF} = \frac{4,000,000}{438,000} = 9.2 \text{ tahun}$$

4.4 PEMILIHAN OPSI TERBAIK UNTUK LAPANGAN S

4.4.1 Hasil Analisa Teknik

Kelima opsi yang diajukan telah dievaluasi secara teknik. Semua opsi secara teknik layak untuk dilaksanakan, kecuali opsi kedua, karena opsi tersebut menimbulkan isu komersial yang membutuhkan pembahasan lebih lanjut. Rangkuman hasil evaluasi teknik dari kelima opsi yang diajukan dapat dilihat pada table 4.10.

Tabel 4. 8 Hasil Evaluasi Teknik

	Teknik	Keterangan
opsi 1	Layak	
opsi 2	Tidak Layak	Isu komersial dan kualitas
opsi 3	Layak	
opsi 4	Layak	
opsi 5	Layak	

4.4.2 Hasil Analisa Ekonomi

Hasil evaluasi ekonomi untuk kelima opsi yang diajukan dapat dilihat pada table 4.11. Dari kelima opsi yang diajukan, opsi kedua tidak dipilih karena tidak layak secara teknik, sedangkan opsi kelima tidak layak secara ekonomi karena NPV bernilai **-1,810,000.00** , IRR -17.22% dan PBP 9.2 tahun. Opsi 3 dan opsi 4, jika dibandingkan dengan opsi pertama, layak secara ekonomi karena $NPV > 0$, $IRR > 0$ dan *payback period* < 3 tahun. Kedua opsi ini akan dibandingkan untuk menentukan opsi yang terbaik.

Tabel 4. 9 Hasil Evaluasi Ekonomi

	Investasi	NPV, $i=10\%$	IRR	<i>Payback Period</i>	Keterangan
opsi 1		-3,874,184			<i>Base case</i>
opsi 2	-	-	-	-	Tidak layak secara teknik
opsi 3	-1,422,000	3,688,000	66.20%	1.39	Layak
opsi 4	-450,000	1,010,000	58.38%	1.54	Layak
opsi 5	-4,000,000	-1810000	-17.22%	9.13	Tidak layak secara ekonomi, $NPV < 0$, $IRR < 0$ dan $PBP > 3$

4.4.3 Analisa Perbandingan

Opsi ketiga dan keempat yang layak secara teknik dan ekonomi akan dibandingkan untuk menentukan opsi terbaik yang dapat diaplikasikan pada lapangan S. analisa perbandingan dilakukan dengan membandingkan beberapa parameter ekonomi yaitu

- NPV

Opsi ketiga memberikan NPV US\$ 3,688,000 sedangkan opsi keempat memberikan NPV US\$ 1,010,000. NPV opsi ketiga lebih besar dari NPV opsi keempat sehingga opsi ketiga lebih baik berdasarkan NPV dari opsi keempat.

- IRR

Opsi ketiga memberikan IRR 66.20% sedangkan opsi keempat memberikan IRR 58.38%. IRR opsi ketiga lebih besar dari IRR opsi keempat sehingga opsi ketiga lebih baik berdasarkan IRR dari opsi keempat.

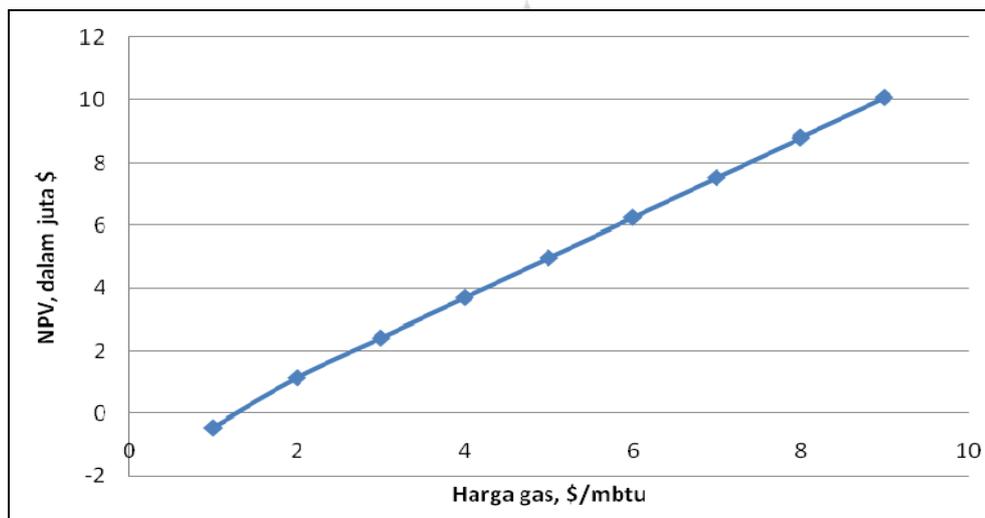
- *Payback period*

Payback period opsi ketiga selama 1.39 tahun dan opsi keempat 1.59 tahun. *Payback period* opsi ketiga lebih cepat jika dibandingkan dengan opsi keempat, maka opsi ketiga lebih baik dari opsi keempat berdasarkan *payback period*.

Dari ketiga parameter ekonomi yang dibandingkan opsi ketiga lebih baik secara ekonomi jika dibandingkan dengan opsi keempat, sehingga direkomendasikan untuk memilih opsi ketiga yaitu pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B.

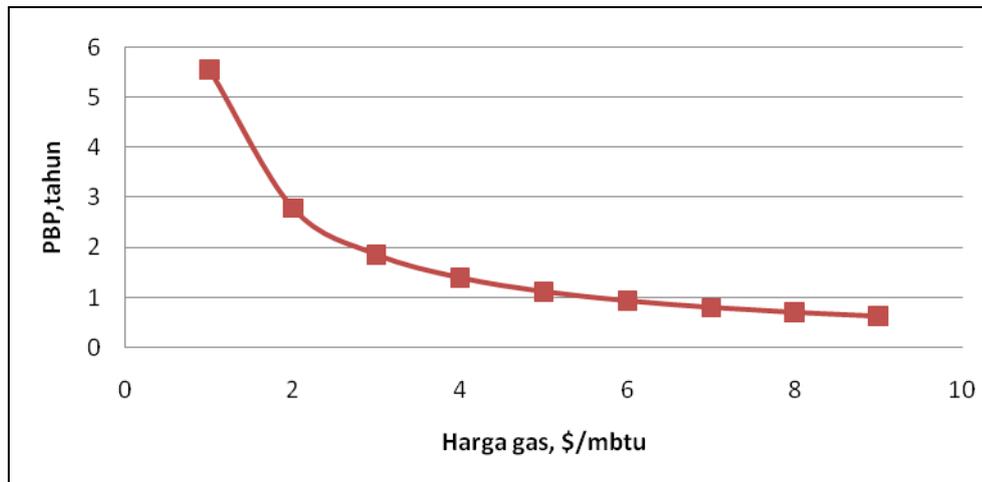
4.5 ANALISA SENSITIVITAS

Analisa sensitivitas dilakukan untuk melihat pengaruh perubahan harga gas terhadap parameter ekonomi yaitu NPV, IRR dan *payback period*. Hasil analisa sensitivitas perubahan harga terhadap NPV menunjukkan bahwa NPV sensitif terhadap perubahan harga gas. Semakin tinggi harga jual gas, menjadikan opsi ketiga ini semakin menarik. Opsi tersebut mulai menarik setelah harga gas \$ 1.2 /Mbtu, karena NPV lebih besar dari nol.

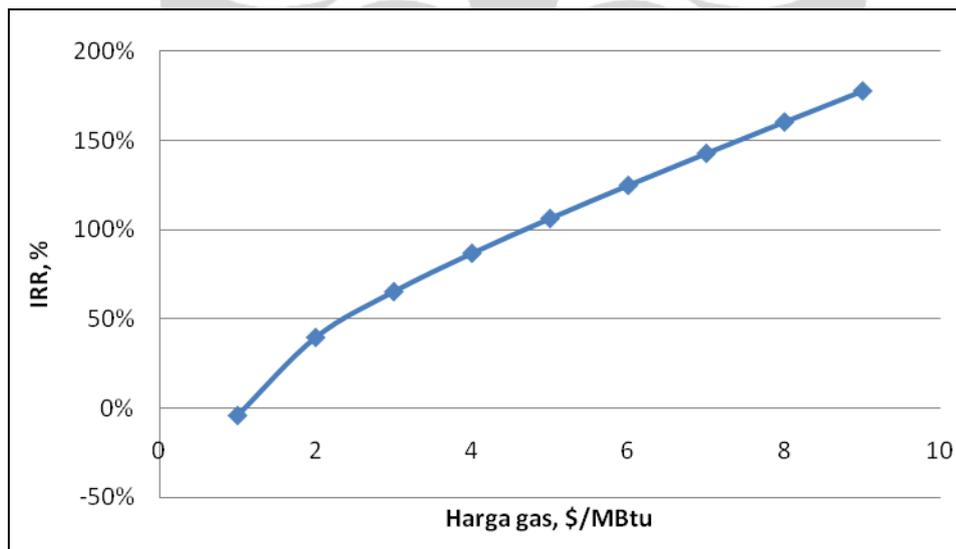


Gambar 4. 19 Analisa sensitivitas NPV terhadap harga jual gas

Analisa sensitivitas untuk *payback period* menunjukkan bahwa *payback period* paling sensitif ketika perubahan harga gas lebih rendah dari \$ 4/Mbtu. Penambahan harga jual gas setelah \$ 4/Mbtu tidak memberikan pengaruh yang signifikan terhadap *payback period*. Opsi ketiga mulai ekonomis ketika harga jual gas minimum \$ 2/MBtu, karena waktu pengembalian modal lebih kecil dari tiga tahun ketika harga jual gas \$ 2 / Mbtu.

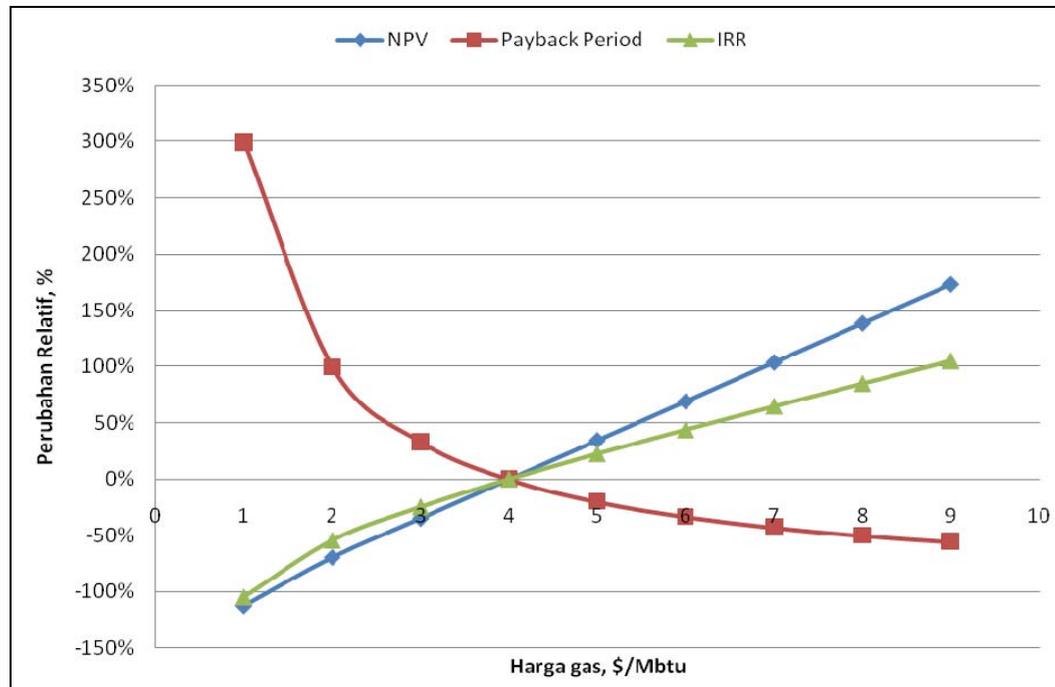


Gambar 4. 20 Analisa sensitifitas *payback period* terhadap harga jual gas



Gambar 4. 21Analisa sensitivitas IRR terhadap harga jual gas

Analisa sensitivitas untuk IRR, menunjukkan perubahan harga gas memberikan pengaruh yang signifikan terhadap IRR. Tingkat pengembalian melebihi 1.5 kali tercapai ketika harga gas \$ 7/Mbtu.



Gambar 4. 22 Analisa sensitivitas terhadap perubahan harga jual gas

Secara keseluruhan perubahan harga gas memberikan pengaruh paling sensitif terhadap NPV. *Payback period* sangat sensitif ketika perubahan harga gas lebih rendah dari \$ 4/Mbtu, tetapi penambahan harga jual gas lebih besar dari \$ 4/Mbtu memberikan pengaruh yang kurang signifikan terhadap waktu pengembalian atau *pay back period*. Opsi ini akan mulai menarik ketika harga gas bernilai minimum \$ 2/Mbtu.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 KESIMPULAN

Penurunan produksi di lapangan S yang tergolong lapangan *mature*, membutuhkan alternatif solusi agar dapat beroperasi dengan lebih efisien. Pemilihan opsi dilakukan dengan mengevaluasi secara teknik dan ekonomi kelima opsi yang diajukan.

1. Hasil evaluasi teknik, empat opsi yang diajukan layak secara teknik yaitu opsi 1,3, 4 dan 5, sedangkan opsi kedua tidak layak secara teknik.
2. Hasil evaluasi ekonomi menunjukkan hasil terbaik adalah opsi ketiga yaitu pengiriman gas dan minyak lapangan S ke lapangan B. Opsi ini direkomendasikan untuk diaplikasikan pada lapangan S.
3. Opsi ketiga memberikan NPV paling tinggi yaitu US\$ 3,688,000, IRR tertinggi 66.20% dan waktu pengembalian yang paling cepat yaitu 1.39 tahun dibandingkan opsi lainnya.
4. Analisa sensitivitas untuk opsi tiga menunjukkan NPV paling sensitif terhadap perubahan harga gas. *Payback period* sangat sensitif ketika harga gas lebih rendah dari \$ 4/Mbtu dan penambahan harga gas lebih besar dari \$ 4/Mbtu memberikan pengaruh yang kurang signifikan terhadap *payback period*. Opsi ketiga mulai menarik ketika harga gas senilai \$ 2/Mbtu

5.2 SARAN

Penelitian ini dilakukan dengan mengambil kasus dari lapangan *mature*, sebagai lapangan yang membutuhkan optimisasi proses. Kemungkinan metode ini dapat dikembangkan untuk mengevaluasi opsi terbaik yang diaplikasikan pada lapangan gas atau minyak yang belum mengalami penurunan produksi.

DAFTAR PUSTAKA

- America Petroleum Institute (1991), *Recommended practice for design and installation of offshore production platform piping systems RP-14E*. (5th ed.). Washington D.C.: Author
- Arnold, K.E. & Stewart, M.I. (1999). *Surface production operations: design of oilhandling systems and facilities*. Vol.1. (2nd ed.). US: Gulf Publishing Company.
- Babadagli T. (2005) *Mature field development-a review*. Paper presented at SPE Europec/EAGE Annual Conference, Madrid, Spain
- Beggs, H.D. & Brill, J.P. (1973). A study of two-phase flow in inclined pipes. *J Pet.Tech*. May. 607-617.
- Blank, L. T. and A. J. Tarquin (2002). *Engineering economy*. New York, McGraw-Hill.
- Brill, J.P., Schmidt, Z., Coberly, W., Herring, J.D., Moore, D.W. (1981). *Analysis of two-phase tests in large diameter flow lines in Prudhoe bay field*. AIME, SPE 8305.. 363-378.
- Campbell, J.M. (1992). *Gas conditioning and processing*. Vol 2. (7th ed). Oklahoma : Campbell Petroleum Series.
- Chang Y.S.H., Ganesan, T. & Lau K.K. (2005) Comparison between empirical correlation and computational fluid dynamics simulation for the pressure gradient of multiphase flow. *Proceedings of the World Congress on Engineering 2008 Vol III*, July 2 - 4, 2008, pp1814-1818
- GPSA (1998). *Engineering data book*. (11th ed). Oklahoma: Gas Processors Association.
- Rabekka, A. (2009). *Practical training report*. East Kalimantan : Author

