

# Pak patria

*anonymous marking enabled*

---

**Submission date:** 31-Oct-2022 05:19AM (UTC-0400)

**Submission ID:** 1940260554

**File name:** Cek\_Plagiarisme\_Patria.docx (5.34M)

**Word count:** 15295

**Character count:** 91776

**ANALISIS PRODUKSI GAS STASIUN PENGOLAHAN GAS  
DARI MODE OPERASI KOMPRESOR PARALEL MENJADI  
SERI**

**21  
TESIS**

**Sebagai salah satu syarat memperoleh gelar Magister Teknik  
Pada Program Studi Teknik Kimia**



**Oleh:  
Patria Suryatmaja  
NIM: 7780200012**

**PROGRAM STUDI MAGISTER TEKNIK KIMIA  
PASCASARJANA  
UNIVERSITAS SULTAN AGENG TIRTAYASA  
TAHUN 2022**

## LEMBAR PERSETUJUAN TESIS

ANALISIS PRODUKSI GAS STASIUN PENGOLAHAN GAS DARI MODE  
OPERASI KOMPRESOR PARALEL MENJADI SERI

1  
Telah disetujui untuk dilaksanakan Sidang Ujian Tesis

Tanggal .....  
Pembimbing I,

Tanggal .....  
Pembimbing II,

Dr. Indar Kustiningsih ST, MT  
NIP. 197607052002122002

Prof. Yazid Bindar, M.Sc., Ph.D  
NIP. 196108171987021001

1  
Tanggal .....  
Direktur,

Tanggal .....  
Ketua Program Studi

Dr. H. Aan Asphianto, S.Si., S.H., M.H.  
NIP. 196301052002121002

Dr. Indar Kustiningsih ST, MT  
NIP. 197607052002122002

## LEMBAR PERBAIKAN

### ANALISIS PRODUKSI GAS STASIUN PENGOLAHAN GAS DARI MODE OPERASI KOMPRESOR PARALEL MENJADI SERI

<sup>1</sup> Telah diperbaiki sesuai dengan saran dan masukan tim dosen penguji

Komisi Penguji	Tanda Tangan	Tanggal
1. Dr. Indar Kustiningsih ST, MT.	.....	..... Juli 2022
2. Prof. Yazid Bindar, M.Sc., Ph.D.	.....	..... Juli 2022
<sup>51</sup> 3. Dr. Ing. Anton Irawan, ST., MT.	.....	..... Juli 2022
4. Dr. Endarto Yudo Wardhono, ST., MT.	.....	..... Juli 2022
5. Teguh Kurniawan, ST., MT., Ph.D.	.....	..... Juli 2022

Diketahui:

Tanggal ..... Juli 2022  
Direktur,

Tanggal ..... Juli 2022  
Ketua Program Studi

Dr. H. Aan Asphianto, S.Si., S.H., M.H.  
NIP. 196301052002121002

<sup>28</sup> Dr. Indar Kustiningsih, S.T., M.T.  
NIP 197607052002122002

## PERNYATAAN KEASLIAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini dengan;

Nama Lengkap : Patria Suryatmaja  
NIM : 7780200012  
Judul Tesis : Analisis produksi gas stasiun pengolahan gas dari mode operasi kompresor paralel menjadi seri

- 1 menyatakan bahwa
- (1) Tesis yang diajukan adalah asli dan belum pernah diajukan untuk mendapatkan gelar akademik (sarjana, magister, dan/doktor, baik di Universitas Sultan Ageng Tirtayasa maupun perguruan tinggi lainnya);
  - (2) Tesis ini murni gagasan, rumusan, dan penelitian penulis sendiri tanpa bantuan pihak lain kecuali arahan tim pembimbing; dan
  - (3) Dalam tesis ini tidak terdapat karya-karya atau pendapat yang telah ditulis atau dipublikasikan orang lain kecuali secara tertulis dengan jelas dicantumkan sebagai acuan dalam naskah dengan disebutkan nama pengarang atau dicantumkan dalam daftar pusaka.

Apabila pernyataan ini tidak sesuai, saya bersedia diberi sanksi sesuai dengan ketentuan, peraturan, dan norma yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan penuh rasa tanggung jawab dan segala konsekuensinya.

Serang, 7 Juni 2022  
Pembuat Pernyataan,

Patria Suryatmaja  
NIM. 7780200012

## ABSTRACT

Parallel compressor gas operation mode is used when the natural gas pressure is still sufficient with one compression stage to achieve high pressure, if the gas feed pressure is below the compressor design pressure it is necessary to increase the pressure to two stages. The purpose of this study was to analyze the effect of changing the operating mode of the Gas Turbine Compressor from parallel to series due to a decrease in gas well pressure. The ability of a compressor to compress gases under its design pressure can be simulated with a simulator. Parallel compressor operation can be simulated into two-stage compression by means of being connected in series using the ASPEN HYSYS. The simulation results of the compressor suction pressure drop from 318 psig to 100 psig at the compressor unit at the natural gas processing station of PT. Z shows the compressor performance graph is still stable and far from the surge line when used in series operation mode. Recalculation on the surface facilities of the separator and scrubber units shows that the retention time of the fluid in theseparator and scubber is still under 5 minutes, the velocity and momentum of the fluid in the vessels are still below the maximum capacity of the equipment and the required cooling load is still below the available duty coolers. In the piping system when operating under compressor design pressure, the fluid velocity value is still below the pipe erosion velocity (for two-phase flow) while for single-phase flow it is below 60 ft/s for the gas phase and 15 ft/s for the liquid phase. Based on the simulation carried out and recalculation of the feasibility of surface facilities, changing the compressor operating mode from parallel to series is feasible to be carried out safely.

**Keywords:** Compression, compressor, parallel, series, simulation

## ABSTRAK

Mode operasi gas kompresor paralel digunakan ketika tekanan gas alam masih cukup dengan satu tahap kompresi untuk mencapai tekanan tinggi, jika tekanan umpan gas di bawah tekanan desain kompresor perlu untuk meningkatkan tekanan menjadi dua tahap. Tujuan dari penelitian ini adalah untuk menganalisis pengaruh perubahan mode operasi Gas Turbine Compressor dari paralel menjadi seri akibat penurunan tekanan sumur gas. Kemampuan kompresor untuk mengompresi gas di bawah tekanan desainnya dapat disimulasikan dengan simulator. Operasi kompresor paralel dapat disimulasikan menjadi kompresi dua tahap melalui susunan seri menggunakan ASPEN HYSYS. Hasil simulasi penurunan tekanan hisap kompresor dari 318 psig menjadi 100 psig pada unit kompresor di stasiun pengolahan gas bumi PT. Z menunjukkan grafik kinerja kompresor masih stabil dan jauh dari *surge line* saat digunakan pada mode operasi seri. Perhitungan ulang pada fasilitas permukaan unit separator dan *scrubber* menunjukkan bahwa *retention time* fluida di dalam *separator* dan *scrubber* tersebut masih di bawah 5 menit, kecepatan dan momentum fluida di dalam vessel masih di bawah kapasitas maksimum peralatan. Beban pendinginan fluida yang dibutuhkan masih di bawah kemampuan cooler yang tersedia. Pada sistem perpipaan saat beroperasi di bawah tekanan desain kompresor, nilai *velocity* fluida masih dibawah *erosional velocity* pipa (untuk aliran dua fasa) sedangkan untuk aliran satu fasa adalah dibawah 60 ft/s untuk fasa gas dan 15 ft/s untuk fasa cair. Berdasarkan simulasi yang dilakukan dan perhitungan ulang kelayakan fasilitas permukaan, perubahan mode operasi kompresor dari paralel ke seri layak untuk operasikan dengan aman.

**Kata Kunci:** Kompresi, kompresor, paralel, seri, simulasi

## KATA PENGANTAR

Penulis mengucapkan syukur alhamdulillah kepada Allah SWT atas segala karunia dan ridho-Nya, sehingga tesis dengan judul “Analisis produksi gas stasiun pengolahan gas dari mode operasi kompresor paralel menjadi seri” ini dapat diselesaikan.

Tesis ini disusun sebagai syarat kelulusan program pasca sarjana magister Teknik Kimia di Universitas Sultan Ageng Tirtayasa Serang. Tesis ini dapat diselesaikan atas bimbingan serta dukungan dari berbagai pihak, oleh karena penulis menyampaikan terimakasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Ibu Dr. Indar Kustiningsih, S.T., M.T. selaku pembimbing I usulan penelitian yang telah membimbing dan mengarahkan usulan penelitian ini.
2. Bapak Prof. Yazid Bindar, M.Sc., Ph. D. selaku Pembimbing II usulan penelitian.
3. Ibu Dr. Indar Kustiningsih, S.T., M.T. selaku Ketua Program Studi S2 Teknik Kimia
4. Ibu Prof. Dr. Ir. Hj. Kartina A.M., M.P. selaku wakil Direktur I Pasca Sarjana Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.
5. Bapak Dr. Helmi Yazid, S.E., M.Si., Ak., C.A. selaku wakil Direktur II Pasca Sarjana Universitas Sultan Ageng Tirtayasa
6. Prof. Alfirano, Ph.D. selaku wakil Direktur III Pasca Sarjana Universitas Sultan Ageng Tirtayasa



7. Bapak Dr. H. Aan Asphianto, S.Si., S.H., M.H. selaku Direktur Pasca Sarjana Universitas Sultan Ageng Tirtayasa.

41  
Akhir kata penulis berharap tesis ini dapat memberikan manfaat bagi kita semua dan permintaan maaf yang tulus jika terdapat kesalahan dan kekeliruan, 29  
penulis juga menerima kritik dan saran yang membangun demi menyempurnakan penulisan tesis ini.

Serang, 15 Juli 2022

Patria Suryatmaja

## DAFTAR ISI

COVER .....	i
LEMBAR PERSETUJUAN TESIS .....	ii
LEMBAR PERBAIKAN .....	iii
PERNYATAAN KEASLIAN .....	iv
ABSTRACT .....	v
ABSTRAK .....	vi
KATA PENGANTAR .....	vii
DAFTAR ISI .....	ix
DAFTAR TABEL .....	xii
DAFTAR GAMBAR .....	xiv
<b>BAB 1 PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1. Latar Belakang .....	1
1.2. Rumusan Masalah .....	3
1.3. Tujuan Penelitian .....	6
1.4. Ruang Lingkup .....	6
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA .....</b>	<b>8</b>
2.1. Landasan Teori .....	8
2.1.1. Gas Alam .....	8
2.1.2. Sifat Gas Alam .....	9
2.1.3. Persamaan Tingkat Keadaan .....	11
2.1.4. Air Formasi .....	12
2.1.5. Sumur Gas .....	14
2.1.6. Separator .....	16
2.1.7. <i>Air Cooled Heat Exchanger (ACHE)</i> .....	19
2.1.8. <i>Glycol Dehydration</i> .....	20
2.1.9. Kompresor .....	23
2.1.10. Fasilitas Produksi .....	26
2.1.11. Proses Pemodelan dan Simulasi .....	31

2.2. Hipotesis .....	36	33
<b>BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN .....</b>		<b>35</b>
3.1. Tahapan Penelitian .....		35
3.1.1. Perangkat Pemodelan dan Simulasi .....		38
3.1.2. Proses pemodelan dan simulasi .....		40
3.2. Pengolahan dan Analisis Data .....	42	42
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>		<b>44</b>
4.1. Pemodelan proses operasi kondisi saat ini .....		44
4.2. Pemodelan proses operasi dengan tekanan dibawah desain operasi kompresor .....		48
4.3. Simulasi kompresor paralel untuk menentukan batas operasi .....		51
4.4. Simulasi kompresor pada tekanan isap kompresor 200 psig .....		54
4.4.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 200 psig .....		54
4.4.2. Simulasi kompresor untuk menentukan batas mode paralel-seri dan mode seri pada kompresor dengan tekanan isap 200 psig .....		57
4.4.3. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 200 psig ...		57
4.4.4. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan isap 200 psig .....		59
4.5. Pemodelan dan simul asi pada tekanan isap kompresor 165 psig .....		61
4.5.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 165 psig .....		65
4.5.2. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 165 psig ...		66
4.5.3. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan isap 165 psig .....		68
4.6 Pemodelan dan simulasi pada tekanan isap kompresor 100 psig .....		70
4.6.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 100 psig .....		70
4.6.2. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 100 psig ...		73
4.6.3. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan isap 100 psig .....		75
4.7. Penentuan titik perhitungan kelayakan pipa proses .....		77
4.8. Pemeriksaan Peralatan permukaan yang lain .....		78

4.8.1. Pemeriksaan kapasitas <i>Glycol Contactor</i> dan <i>Glycol Regeneration System</i> .....	78
4.8.2. Pemeriksaan kapasitas <i>Produced Water System</i> .....	79
4.9. Biaya investasi .....	80
4.9.1. Biaya investasi <i>Re-staging compressor</i> .....	80
4.9.2. Biaya pengeboran sumur baru .....	81
4.9.3. Biaya investasi modifikasi kompresor paralel menjadi seri .....	82
<b>BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN</b> .....	<b>83</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....	<b>85</b>
<b>LAMPIRAN</b> .....	<b>90</b>

## 2 DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Komposisi gas Alam .....	8
Tabel 2.2 Persaman keadaan dan pemodelannya .....	12
Tabel 2.3 Komposisi gas dalam sumur yang dikelola oleh PT. Z .....	15
Tabel 2.4 Kapasitas inlet separator .....	28
Tabel 2.5 Spesifikasi kompresor di unit pengolahan gas PT. Z .....	29
Tabel 2.6 Model sifat fisika termodinamika yang tersedia pada simulator .....	33
Tabel 3.1 Simulasi dan konfigurasi kompresor yang digunakan .....	37
Tabel 3.2 Rekomendasi <i>property method</i> dalam simulator HYSYS .....	40
Tabel 3.3 Komposisi sumur pada pengolahan gas PT. Z .....	41
Tabel 3.4 Batasan yang diijinkan dalam perhitungan peralatan .....	43
Tabel 4.1. Tabel parameter kondisi operasi saat ini.....	44
Tabel 4.2. Hasil Validasi Paket Fluida PR dan SRK pada peralatan .....	45
Tabel 4.3. Tabel hasil simulasi kompresor paralel untuk menentukan batas operasi.....	51
Tabel 4.4. Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 200 psig.....	54
Tabel 4.5. Hasil pengecekan <i>velocity</i> dan <i>retention time</i> separator dan scrubber pada tekanan 200 psig.....	57
Tabel 4.6. Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber pada tekanan 200 psig.....	58
Tabel 4.7. Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 200 psig.....	58

Tabel 4.8. Parameter operasi kompresor tekanan isap 200 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS.....	60
Tabel 4.9. Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 165 psig.....	65
Tabel 4.10. Hasil pengecekan <i>velocity</i> dan <i>retention time</i> separator dan scrubber pada tekanan 165 psig.....	67
Tabel 4.11. Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber pada tekanan 165 psig.....	67
Tabel 4.12. Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 165 psig.....	68
Tabel 4.13. Parameter operasi kompresor tekanan isap 165 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS.....	70
Tabel 4.14. Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 100 psig.....	71
Tabel 4.15. Hasil pengecekan <i>velocity</i> dan <i>retention time</i> separator dan scrubber pada tekanan 100 psig.....	73
Tabel 4.16. Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber pada tekanan 165 psig.....	74
Tabel 4.17. Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 100 psig.....	74
Tabel 4.18. Parameter operasi kompresor tekanan isap 100 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS.....	76
Tabel 4.19. Hasil uji kapasitas sistem glikol di PT. Z.....	78
Tabel 4.20. Perbandingan prakiraan laju alir produced water menggunakan simulator dan dari data subsurface.....	80
Tabel 4.21. Perkiraan biaya investasi re-staging compressor.....	81
Tabel 4.22. Perkiraan biaya modifikasi GTC paralel menjadi GTC seri .....	82

## 2 DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Penurunan produksi sumur gas di PT Z .....	2
Gambar 2.1 Gas-Cair Separator .....	17
Gambar 2.2 Mekanisme penukar panas ACHE .....	19
Gambar 2.3 Skema proses dehidrasi gas alam menggunakan TEG .....	22
Gambar 2.4 Grafik range <i>coverage</i> beberapa jenis kompresor .....	23
Gambar 2.5 Perkiraan nilai horsepower pada kompresi gas .....	24
Gambar 2.6 Kurva performance kompresor dan garis kontrol anti-surge .....	25
Gambar 2.7 Karakteristik kurva kompresor sentrifugal .....	26
Gambar 2.8 Skema ekspor gas PT. Z .....	27
Gambar 2.9 Diagram alir Pengolahan gas bumi di PT.Z .....	30
Gambar 2.10 Skema pemilihan sifat fisika komponen dalam simulator .....	32
Gambar 3.1 Diagram alir pemodelan proses kondisi sekarang dan simulasi .....	35
Gambar 3.2 Skema pemodelan pertama kompresor paralel .....	36
Gambar 3.3 Diagram alir tahapan proses simulasi dan perhitungan .....	38
Gambar 3.4 Diagram alir pemilihan persamaan keadaan .....	39
Gambar 4.1. Mode operasi pabrik saat ini bagian sumur, pendinginan dan pemisahan awal.....	46
Gambar 4.2. Model operasi pabrik saat ini pada bagian kompresi, dehidrasi dan keluaran gas.....	47
Gambar 4.3 Model sistem kompresi 2LP-1HP pada tekanan 200 psig.....	49
Gambar 4.4 Model sistem kompresi 1LP-1HP pada tekanan 200 psig dan dibawah tekanan 200 psig.....	50

Gambar 4.5a Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 318 psig laju alir 198 mmscfd.....	52
Gambar 4.5b Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 300 psig laju alir 184 mmscfd.....	53
Gambar 4.5c Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 270 psig laju alir 166 mmscfd.....	53
Gambar 4.6a. Grafik performa LP kompresor pada laju alir minimum tekanan isap 200 psig.....	56
Gambar 4.6b. Grafik performa HP kompresor pada laju alir minimum tekanan isap 200 psig.....	56
Gambar 4.7a. Grafik performa kompresor pada titik awal operasi kompresor pada saat tekanan isap 200 psig.....	59
Gambar 4.7b. Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi kompresor pada saat tekanan isap 200 psig.....	60
Gambar 4.8a. Model operasi pabrik 165 psig 1LP-1HP bagian pendinginan dan pemisahan awal.....	62
Gambar 4.8b. Model operasi pabrik 165 psig 1LP-1HP bagian kompresi.....	63
Gambar 4.8c. Model operasi pabrik 165 psig 1LP-1P bagian dehidrasi.....	64
Gambar 4.9. Performa LP dan HP kompresor pada laju alir minimum kompresor pada tekanan isap 165 psig.....	66
Gambar 4.10a. Grafik performa kompresor pada titik awal operasi kompresor pada saat tekanan isap 165 psig.....	69
Gambar 4.10b. Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi kompresor pada saat tekanan isap 165 psig.....	69
Gambar 4.11a. Grafik performa LP kompresor pada laju alir minimum pada tekanan isap 100 psig.....	72
Gambar 4.11b. Grafik performa HP kompresor pada laju alir minimum pada tekanan isap 100 psig.....	72
Gambar 4.12a. Grafik performa kompresor pada titik awal operasi pada saat tekanan isap 100 psig .....	75



Gambar 4.12b. Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi pada saat tekanan isap 100 psig.....	76
Gambar 4.13. Titik perhitungan pipa yang akan dihitung kelayakannya.....	77
Gambar 4.14. Grafik hubungan laju alir produced water yang dihasilkan dan kapasitas pengolahannya (data subsurface).....	79

## **BAB 1 PENDAHULUAN**

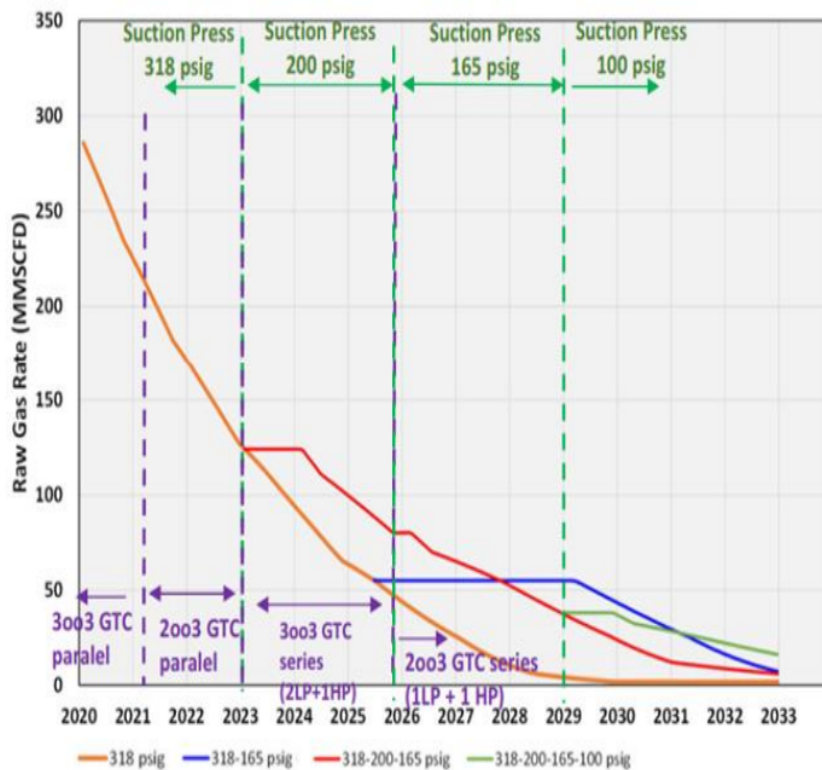
### **1.1. Latar Belakang**

PT. Z adalah salah satu stasiun pengumpul dan merupakan bagian Kontraktor Kontrak Kerja Sama (KKKS) dibawah SKK migas yang mengelola block koridor PSC (*Production Sharing Contract*) di Sumatera yang beroperasi sejak tahun 2010. PT Z mengolah gas alam dari sumur-sumur gas di kawasan Sumatra selatan dengan cara pengurangi kadar air gas alam sebelum di proses lebih lanjut di pusat pengolahan gas (*Central Gas Plant*). Stasiun pengolahan gas PT. Z di desain untuk menghasilkan gas dengan kapasitas 310 mmscfd dengan kadar air kurang dari 15 lb/mmscfd melalui proses dehidrasi.

Penurunan tekanan sumur karena proses eksplorasi alami menyebabkan turunnya tekanan di kompresor isap dan produksi gas. Penurunan tekanan sumur menyebabkan tidak optimalnya daya yang digunakan sebagai penggerak GTC (*Gas Turbine Compressor*) untuk menghasilkan tekanan dan laju alir yang diharapkan.

Sumur-sumur lapangan saat ini mengalami penurunan tekanan dan laju produksi gas. Gas keluar sumur diolah pada fasilitas permukaan. Gas hasil olahan ditingkatkan tekanannya dengan GTC untuk di transportasikan ke *Central Gas Plant* yang berjarak 40 km. Untuk ini, tekanan hisap GTC dipersyaratkan tidak lebih kecil dari 325 psig. Kompresor GTC juga berfungsi untuk membantu pengaliran gas dari sumur dalam hal tekanan permukaan berperilaku menurun.

Saat ini PT. Z beroperasi dengan tekanan hisap GTC sebesar 318 psig. Laju produksi yang diperoleh sebesar 171 mmscfd pada tekanan keluaran GTC sebesar 1200 psig. Tekanan permukaan sumur saat ini adalah 328 psig. Tekanan sumur ini diperkirakan akan menurun terus. Tekanan permukaan sumur ini di tahun-tahun ke depan pasti akan mengalami penurunan. Penurunan tekanan ini dapat diperkirakan secara akurat. Dengan perkiraan penurunan tekanan, laju produksi gas dapat diperkirakan juga sampai tahun 2033 seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.1. Perkiraan ini memberikan informasi bahwa sumur ini akan berhenti mengalir pada tahun 2030 jika tanpa ada perlakuan apapun.



**Gambar 1.1.** Grafik penurunan produksi sumur gas di PT Z.

Dalam beberapa literatur penelitian tentang optimasi kompresor pada stasiun kompresor pengolahan gas bumi lebih fokus terhadap optimasi kompresor tunggal dimana kontrol kompresor dilakukan dengan menerapkan turunan model matematika dalam bentuk program kontrol (Abbaspour et al., 2005) yang kemudian disempurnakan pada tahun 2007 dengan pemodelan terbaru MILP (mixed Integer Linear Programming) dengan tujuan untuk penghematan fuel (Moritz, 2007). Dengan menggunakan *performance tracking* dan *load sharing control program* dapat mengendalikan pembagian beban kepada beberapa kompresor paralel sehingga lebih efisien (Cortinovis et al., 2016), namun penggunaan kontrol program untuk kompresor tunggal dan kompresor paralel belum dapat mengatasi persoalan dalam industri ketika tekanan isap kompresor rendah dibawah tekanan desain minimum kompresornya. Dalam percobaan yang dilakukan dilapangan *offshore* ujicoba menurunkan tekanan permukaan sumur sudah terbukti dapat meningkatkan produksi sumur (Maryani & Suseno, 2017). Penelitian berupa simulasi tentang daya dan efisiensi pemakaian kompresor pada indutri migas juga sudah dilakukan dalam rangka rencana pemeliharaan dan meningkatkan efisiensi(Fernando & Waluyo, 2020).

## **1.2. Rumusan Masalah**

Kegiatan produksi yang dilakukan selama bertahun-tahun menyebabkan penurunan produksi pada sumur gas karena eksploitasi. Hal ini bisa dilihat dari adanya penurunan produksi gas dari tahun ke tahun.

PT. Z selama 11 tahun beroperasi telah melakukan beberapa usaha optimasi untuk mempertahankan produksi gas akibat penurunan volume gas dari reservoir. Aktifitas yang sudah dilakukan adalah perbesaran diameter pipa produksi dalam sumur (sumur-1), penambahan sumur baru (sumur-4), pengeboran samping (sumur-4), pemasangan kompresor secara paralel pada tahun 2016.

Saat ini PT. Z memiliki tiga unit GTC (*Gas Turbine Compresor*). Kompresor ini beroperasi secara paralel dengan mode operasi 2 dari 3 kompresor yang tersedia. Satu kompresor lagi digunakan sebagai cadangan.

Desain laju produksi 310 mmscfd tekanan minimum isap kompresor ditetapkan sebesar 325 psig. Dengan penurunan tekanan yang terus berlanjut maka laju produksi akan sulit dipertahankan pada kondisi dua kompresor yang beroperasi seperti saat ini. Permasalahan ini yang dialami PT. Z pada saat ini.

Permasalahan diatas dapat diartikan terkait dengan ketidakefektifan pemakaian kedua kompresor GTC secara paralel. Ketidakefektifan ini dikaitkan dengan adanya potensi kompresor mengalami peristiwa isap kosong (*surgin*). Penyelesaian masalah ini harus di lakukan dengan metoda yang efektif.

Pengeboran sumur baru bisa menjadi solusi alternatif untuk mengatasi permasalahan diatas. Keberadaan sumur baru diharapkan akan menutupi kekurangan volume dan tekanan pada masukan kompresor. Biaya eksplorasi sumur minyak dan gas bumi di indonesia rata-rata US\$ 15 juta – US\$30 juta per sumur tergantung pada lokasi, teknologi yang digunakan dan kedalaman sumur. Biaya yang cukup mahal ini menjadi pertimbangan untuk dilakukan optimasi.

*Re-staging* kompresor dengan cara menambah tingkatan kompresi pada kompresor juga bisa digunakan untuk mempertahankan produksi gas. Penambahan tingkatan kompresi dalam satu unit kompresor di harapkan akan meningkatkan rasio kompresi menjadi lebih tinggi. Biaya yang dikeluarkan untuk *re-staging* kompresor atau membeli unit baru diperkirakan US\$ 1.5 juta – US\$ 7 juta.

Mengubah konfigurasi kompresor dari paralel menjadi seri dapat meningkatkan produksi gas. Dengan memanfaatkan unit GTC yang ada dan melakukan modifikasi jalur perpipaan yang tersedia saat ini, perubahan konfigurasi dari paralel menjadi seri menjadi solusi alternatif yang efektif dibandingkan dengan penambahan sumur dan *re-staging* kompresor karena memerlukan biaya lebih sedikit dan waktu perubahan yang lebih singkat.

Dengan mempertimbangkan faktor kemudahan dan perkiraan pembiayaan dalam implementasinya, maka perubahan konfigurasi kompresor diperkirakan mampu meningkatkan laju produksi gas. Pembuktian perkiraan solusi ini sebagai solusi yang implementatif diperlukan. Pembuktian ini dapat dilakukan dengan metoda konstruksi skenario solusi yang dikuantifikasi dengan perhitungan menggunakan simulator proses yang sudah diakui secara komersial. Hasil simulasi proses akan memberikan gambaran kondisi proses dan peralatan yang beroperasi. Simulasi ini juga akan memberikan operasi kerja mesin unit GTC secara optimal yang teridentifikasi.

Kondisi optimal GTC yang teridentifikasi berhubungan langsung dengan kemampuan kompresor untuk meningkatkan laju produksi gas. Data simulasi GTC

seri akan menjadi referensi pada perhitungan kemampuan perpipaan dan alat permukaan lainnya.

10

### 1.3. Tujuan Penelitian

Penelitian ini dilakukan untuk menentukan kemampuan optimal GTC pada tekanan dibawah tekanan isap minimumnya jika di operasikan secara seri. Tekanan uji yang akan disimulasikan dengan simulator adalah dalam range 100 psig dan 200 psig.

Penelitian ini juga untuk mengetahui kemampuan perpipaan dan peralatan permukaan yaitu *inlet cooler*, *inlet separator*, *suction scrubber*, *discharge scrubber*, *after cooler* dan unit dehidrasi dalam menghadapi perubahan tekanan operasi yang menurun. Kemampuan peralatan permukaan diperoleh dari perhitungan yang berbasis pada hasil simulasi proses.

### 1.4. Ruang Lingkup

Penelitian ini dilakukan pada fasilitas pengolahan gas bumi di station pengumpul PT. Z dengan menggunakan sumber data yang berasal dari data harian yang di ambil dari *daily log sheet* operator produksi, hasil Analisis laboratorium yang berhubungan dengan komposisi hidrokarbon dan data pendukung dari *reservoir engineering*.

Penelitian ini dibatasi pada perhitungan dan pembahasan line sizing pada peralatan permukaan yaitu perpipaan, *cooler*, *separator*, *scrubber*, kompresor dan sistem dehidrasi.

63

Pemodelan dan simulasi proses menggunakan peranti lunak pada kondisi tunak pada kompresor satu tahap dengan konfigurasi paralel dan seri pada variasi tekanan dibawah desain kompresor yaitu 200 psig, 165 psig dan 100 psig.

Dasar pemilihan variasi tekanan 200 psig adalah tekanan 200 psig merupakan kompensasi tekanan isap kompresor dari tekanan sumur hasil prediksi dari departemen reservoir pada awal tahun 2023. Tekanan 200 psig adalah tekanan isap kompresor saat project selesai modifikasi peralatan kompresor menjadi seri. Penelitian dimulai sejak september 2021 sedangkan fase konstruksi hingga commissioning diperkirakan akan selesai pada bulan January 2023.

Penentuan tekanan simulasi 165 psig dan 100 psig pada kompresor adalah prediksi tekanan yang akan dibuktikan dengan simulator untuk mendapatkan irisan dengan tekanan diatasnya. Skenario simulasi yang digunakan adalah 1LP-1LP pada kedua variasi tekanan tersebut. Dengan mengetahui kemampuan minimal dan maksimal kompresor dalam operasi tekanan tertentu maka akan dapat diprediksi kapan bisa mulai diimplementasikan skenario tekanan 165 psig dan tekanan 100 psig.



33  
**BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA**

**2.1. Landasan Teori**

**2.1.1. Gas Alam**

30  
Gas Alam atau gas bumi adalah bahan bakar dari fosil yang berbentuk gas yang sebagian besar terdiri dari gas Metana (CH<sub>4</sub>) seperti terlihat di Tabel 2.1. Saat ini gas alam menjadi komponen penting untuk suplai energi dunia.

2  
**Tabel 2.1.** Komposisi Gas Alam (Speight, 2019, p. 5)

Komponen	Formula	% v/v
Metana	CH <sub>4</sub>	> 85
Etana	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3 - 8
Propana	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1 - 5
n-Butana	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1 - 2
iso-Butana	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	<0.3
n-Pentana	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1 - 5
iso-Pentana	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	<0.4
Hexana, Heptana, Octana	C <sub>n</sub> H <sub>2n+2</sub>	<2
Carbon Dioksida	CO <sub>2</sub>	1 - 2
Hidrogen Sulfida	H <sub>2</sub> S	1 - 2
Oksigen	O <sub>2</sub>	<0.1
Nitrogen	N <sub>2</sub>	1 - 5
Helium	He	<0.5

Pada masa abad ke -19 gas alam ini hanya terbatas pemakaiannya sebagai sumber cahaya. Setelah perang dunia II pemakaiannya semakin berkembang luas karena perkembangan teknologi terhadap terhadap keamanan pemakaian gas

sebagai sumber energi dan keamanan transportasi gas. Setelah melalui proses refining gas alam dikirimkan ke customer dengan kandungan terbesar gas metana. Dalam keadaan murni gas ini tidak berwarna, tidak berbau dan tidak berbentuk. Memiliki kandungan energi yang besar untuk dijadikan sebagai sumber bakar yang ramah lingkungan dibandingkan dengan bahan bakar fosil lainnya.

### 2.1.2 Sifat Gas Alam

Fluida gas alam sangat kompleks susunan kimianya, fluida ini bisa berada pada fasa gas maupun cair tergantung pada tekanan dan temperatur di reservoir. Perubahan tekanan dan temperatur dapat mengubah sifat-sifat fisik hidrokarbon. Sifat fisika gas bumi diantaranya adalah *specific gravity*, tekanan uap, *density*, temperatur kritis, nilai kalor, *dew point* (Speight, 2007, pp. 118–150):

*Specific Gravity* adalah perbandingan densitas gas bumi terhadap densitas udara pada kondisi standar, yaitu pada temperatur 60°F dan tekanan 14.7 psia dimana densitas udara pada kondisi tersebut adalah sebesar 0.0763 lb/cuft, sedangkan nilai *specific gravity* gas bumi tergantung dari komposisinya. Tekanan Uap (*vapor pressure*) adalah tekanan yang dihasilkan dalam keadaan setimbang antara uap dan cairannya pada suhu tertentu.

*Density* adalah perbandingan berat gas dan volume pada gas standar diukur pada suhu 60°F dan tekanan 14.7 psia. Temperatur kritis adalah titik suhu dimana fasa air dan uap tidak dapat dibedakan, pada fase ini disebut fluida superkritis. Dimana sifat gas dan air menjadi sama.

Nilai kalor adalah kalor/panas yang dihasilkan apabila bahan tersebut dibakar dalam oksigen, sedangkan *dew point* adalah suhu uap /gas mulai mengembun pada tekanan yang diberikan

Gas ideal digunakan untuk menyederhanakan permasalahan teori kinetik gas dimana teori ini tidak mengutamakan kelakuan sebuah partikel tetapi meninjau sifat zat secara keseluruhan sebagai hasil rata-rata kelakuan partikel suatu zat.

Sifat-sifat gas ideal adalah sebagai berikut :

- i. molekul gas yang terdiri dari partikel-partikel yang bergerak sembarang dan jumlahnya sangat banyak,
- ii. jarak antar partikel lebih besar daripada diameter partikel itu sendiri,
- iii. berlaku hukum Boyle-Gay Lussac pada setiap kondisi gas ideal,
- iv. berlaku hukum Newton tentang gerak,
- v. gaya tarik menarik antar partikel diabaikan,
- vi. setiap partikel memiliki massa yang sama,
- vii. memiliki pola yang sama setiap terjadi tumbukan antar partikel yaitu dianggap lenting sempurna.

Kondisi gas ideal yang dimaksud adalah dimana  $P=14.7 \text{ psia} = 101.325 \text{ kPa}$  ( $100 \text{ kPa}$ ) dan  $T=60 \text{ oF}=288.72 \text{ K}$  ( $288 \text{ K}$ ). Kondisi gas ideal dikondisikan mendekati suhu dan tekanan diatas. Pada tekanan rendah gas mengikuti persamaan gas ideal :

$$P V = n R T \quad (2.1)$$

dimana R melambangkan konstanta gas yang nilainya  $10.732 \text{ psia cuft/lbmol } ^\circ\text{R}$ , n adalah Jumlah mol gas ideal =  $m/M$ , m adalah massa gas dan M adalah Berat molekul gas (lbm/lb-mol)

Gas di reservoir terdiri dari berbagai macam komposisi gas dan tekanan serta temperatur tinggi, sehingga persamaan gas ideal tidak berlaku. Penyimpangan hukum gas ideal terutama saat gas berada di atas titik kondensasi menjadi cairannya, hal ini terjadi karena adanya gaya interaksi antar molekul di dalamnya dimana gaya tarik menarik dan tolak menolak akan membantu gaya tekan dan ekspansi molekulnya (Atkins & De Paula, 2006)

$$P V = Z R T \quad \text{atau} \quad P V = n Z R T \quad (2.2)$$

dimana Z adalah faktor kompresibilitas atau faktor deviasi gas

Pada kondisi gas nyata volume gas tidak bisa diabaikan, molekul satu sama lain tidak diam akan tetapi terjadi gaya tarik menarik apabila tekanan diperbesar atau volume diperkecil. Gerakan molekul pada gas nyata tidak lurus dikarenakan adanya gaya tarik-menarik antar molekulnya dan tekanan ke dinding menjadi lebih kecil daripada gas ideal.

### 2.1.3 Persamaan Tingkat Keadaan

Persamaan tingkat keadaan dari sifat termodinamika adalah suatu persamaan yang menghubungkan antara sifat intensif dan sifat ekstensif suatu zat. Sifat intensif adalah sifat yang tidak bergantung pada jumlah materi yang diukur contohnya tekanan (p), temperatur (T), volume spesifik (v), energi dalam spesifik (u) entalpi spesifik (h) dan entropi spesifik (s). Sifat ekstensif adalah sifat yang bergantung pada ukuran dan massa suatu zat, contoh sifat ekstensif adalah massa (m), volume (V), energi dalam (U), entalpi (H) dan entropi (S). Persamaan tingkat keadaan sangat dibutuhkan karena tidak semua sifat termodinamika dapat secara

langsung diperoleh dari hasil eksperimen sehingga diperlukan hubungan matematis dalam bentuk persamaan. Persamaan keadaan yang dikenal saat ini adalah persamaan van der waals, persamaan keadaan Redlich-Kwong (RK), persamaan keadaan Soave-Redlich-Kwong (SRK), persamaan keadaan Peng-Robinson (PR), Persamaan keadaan selengkapnya ada di Tabel 2.2.

**Tabel 2.2.** Persaman keadaan dan pemodelannya (Ramdharee et al., 2013)

Nama Persamaan Tingkat Keadaan	Tahun	Persamaan	Keterangan
Van der waals	1873	$\frac{RT}{(v-b)} - \frac{a}{V^2}$	
Redlich-Kwong	1949	$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a}{(\sqrt{T} v (v-b))}$	$a = \frac{0.42748 (R^2 T_c^{2.5})}{P_c}$ $b = \frac{0.08664 (R T_c)}{P_c}$
Soave-Redlich-Kwong	1972	$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a \alpha}{v(v-b)}$	$\alpha = [1 + S(1 - T_r)]^2$ $S = 0.48 + 1.574\omega - 0.176\omega^2$
Peng-Robinson	1976	$P = \frac{RT}{(v-b)} \frac{a \alpha}{(v(v+b)+b(b-v))}$	$a = \frac{0.42748 (R^2 T_c^{2.5})}{P_c}$ $\alpha = \left[ 1 + S \left( 1 - \frac{T}{T_c} \right) \right]^2$ $S = 0.37464 + 1.54266\omega - 0.26992\omega^2$ $b = \frac{0.07780 (R T_c)}{P_c}$

#### 2.1.4 Air Formasi

Dalam *reservoir* sumur minyak dan gas biasanya terkandung pula air yang ditemukan sebagai air berpori (*connate water=interstitial water*). Air ini terikut bersama minyak atau gas bumi yang di produksi dengan nilai saturasi bervariasi

hingga 100% tergantung komposisi di dalam sumurnya. Air formasi terdiri dari <sup>20</sup>bermacam-macam bahan kimia dalam bentuk ion-ion yang terlarut. ion-ion tersebut adalah kalsium, sulfat, magnesium, natrium dan klorida. Keberadaan ion-ion ini dalam reservoir berada dalam keseimbangan larutan, jika terjadi perubahan kondisi terutama suhu dan tekanan pada fluida akan menyebabkan terganggunya keseimbangan ini, sehingga akan menghasilkan endapan atau padatan.

Padatan dalam peralatan permukaan akan banyak menyebabkan permasalahan terutama penyumbatan dan <sup>25</sup>*scale* (endapan yang berbentuk kristal atau kerak keras yang merupakan hasil pengendapan mineral anorganik yang berasal dari air formasi). Dengan menggunakan Analisis sampel air formasi dapat ditentukan nilai *scale index* (SI). Bila *scale index* <sup>20</sup>kurang dari nol maka air tidak ada kecenderungan membentuk *scale*, jika SI bernilai 0 maka air cenderung jenuh dan jika SI bernilai lebih dari nol maka akan cenderung membentuk *scale* (Ahmad & Said, 2015).

*Produced water* adalah nama lain dari air formasi <sup>4</sup>merupakan salah satu limbah yang dihasilkan dalam sektor hulu migas dan <sup>4</sup>jumlahnya cenderung meningkat dari tahun ke tahun. Pengelolaan *produced water* ada 2 macam. Pengolahan untuk dibuang ke badan air atau di re-injeksikan ke dalam sumur (Jiménez et al., 2018). Injeksi *produced water* dibagi 2 yaitu injeksi untuk *pressure maintenance* dan sumur air buang (*water disposal well*). <sup>4</sup>Semua opsi perlu perijinan dan pemantauan rutin minimal sebulan dari dinas lingkungan kecuali injeksi EOR (*Enhance Oil Recovery*). (PERMEN LH N. 13, 2007)

### 2.1.5 <sup>18</sup> Sumur Gas

Sumur gas adalah sumur yang terutama menghasilkan gas bumi. Gas dan minyak biasanya ditemukan Bersama-sama dalam satu reservoir dengan posisi gas hidrokarbon ringan berada di atas minyak bumi. <sup>11</sup> Gas bumi yang diproduksi bersamaan dengan minyak bumi disebut gas asosiasi (*associated gas*) sedangkan gas yang diproduksi dari sumur yang tidak terikat dengan minyak disebut gas non-asosiasi (*non-associated gas*). Komposisi sumur gas biasanya terdiri dari tiga fasa yaitu gas, air cair dan hidrokarbon cair (Passey et al., n.d.2010). Pada sumur yang memiliki pori-pori kecil pada reservoirnya akan berperilaku sebagai fase tunggal. Pada reservoir yang memiliki pori-pori besar dimana terjadi kesetimbangan termodinamika dan kinetika antara fase fluida akan terjadi perubahan komposisi seiring dengan penurunan tekanan ((Javadpour et al, 2007); (Passey et al., n.d.2010)). Perubahan fase fluida akan menyertai penurunan tekanan dalam hal komposisi dalam fase gas yang mengalir ke permukaan (McCain, 1990).

Sumur-sumur yang dikelola PT. Z adalah jenis sumur gas non-asosiasi dimana sumur-sumur tersebut termasuk jenis sumur kering yang memiliki kandungan air sangat kecil pada reservoirnya. Komposisi kandungan gas pada sumur yang diambil pada tahun yang berbeda ditunjukkan pada tabel 2.3.

Tekanan kepala sumur adalah tekanan dibagian atas sumur yang diukur menggunakan pengukur tekanan. Tekanan sumur ada dua jenis yaitu tekanan sumur statis dan tekanan sumur dinamis. Tekanan sumur yang diukur pada kondisi sumur sedang tidak beroperasi nilainya tergantung pada tekanan reservoir, kedalaman sumur, kepadatan media pengisian, Tekanan sumur semacam ini disebut tekanan

kepala sumur statis. Tekanan kepala sumur dinamis diukur saat sumur beroperasi dan tergantung pada parameter yang sama dengan tekanan statis ditambah dengan laju sumur serta pada tekanan dalam pipa.

**Tabel 2.3.** Komposisi gas campuran inlet header yang dikelola oleh PT. Z.

Komponen	Mol %		
	Th. 2013	Th. 2016	Th. 2021
Hydrogen Sulphide	0.010	0.010	0.000
Carbon Dioxide	36.010	35.590	36.610
Nitrogen	0.414	0.480	0.410
Methane	63.409	63.770	62.860
Ethane	0.118	0.120	0.110
Propane	0.000	0.030	0.000
Iso-Butane	0.000	0.000	0.000
n-Butane	0.000	0.000	0.000
Iso-Pentane	0.002	0.000	0.000
n-Pentane	0.001	0.000	0.000
n-Hexane	0.0000	0.000	0.000
n-Heptane	0.0000	0.000	0.000
H <sub>2</sub> O	0.0000	0.000	0.000

Setiap sumur memiliki kapasitas produksi maksimal (*Maximum Well Deliverability*-MWD) yang nilainya lebih tinggi dari kapasitas fasilitas pemrosesan dan lebih tinggi daripada volume gas yang diminta oleh pembeli. Pengukuran kapasitas produksi sumur dilakukan sebelum fase produksi dengan cara melewati pada separator test untuk dilakukan analisis sampel di laboratorium. Hasil pengujian sumur menghasilkan kurva IPR (*Initial Production Rate*) yang menunjukkan hubungan antara tekanan reservoir dengan laju alir gas. Pengontrolan laju alir gas dari sumur dilakukan dengan mengontrol tekanan sumur dengan menggunakan *choke valve* sampai didapat laju alir yang diinginkan. Hasil

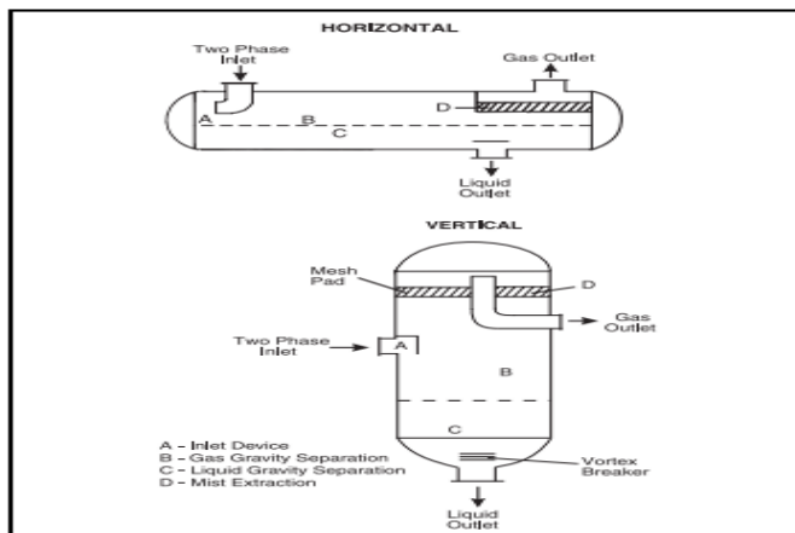


pengetesan sumur dengan menggunakan separator tes selain menghasilkan kurva IPR juga menghasilkan komposisi gas, perbandingan kandungan gas terhadap minyak (*Gas to Oil Ratio*–GOR) dan kandungan air (*water cut*). Berdasarkan informasi dari kementerian ESDM no:028.Pers/04/SJI/2021 cadangan gas bumi Indonesia per januari 2021 sebesar 62,4 triliun *cubic feet* diantaranya cadangan terbukti sebesar 43,6 triliun *cubic feet*. Kandungan methane pada sumur gas di indonesia jarang mencapai angka diatas 85% karena kondisi sumur-sumur gas di indonesia memiliki kandungan CO<sub>2</sub> yang tinggi, hal ini karena sebagian besar struktur batuan di tanah indonesia banyak mengandung asam, terutama di wilayah kalimantan, sumatra, jambi dan Aceh. Kandungan gas dengan asam tinggi disebabkan karena kapasitas penutup di formasi geologi semakin kecil sehingga perpindahan gas CO<sub>2</sub> secara vertikal dari sumber batuan hambatannya kecil.

#### **2.1.6 Separator**

Separator adalah bejana yang digunakan untuk memisahkan fasa gas dan cair dengan memanfaatkan gaya gravitasi dan merekayasa kecepatan fluida dan bergantung pada densitas masing-masing fluidanya. Tetesan cairan akan memisah dari campuran saat gaya gravitasi lebih besar dari gaya-gaya yang bekerja disekitarnya, jika gaya gravitasinya sama dengan gaya hambat maka percepatan tetesan adalah nol (Mokhatab et al., 2015, p. 142). Efektifitas pemisahan sebuah separator tergantung beberapa faktor diantaranya adalah : laju alir fluida, tekanan dan temperature operasi bejana, densitas, kompresibilitas dan kemurnian fluida. Berdasarkan karakteristik orientasinya bejana separator dibagi menjadi 2 yaitu

separator *horizontal* dan separator *vertical*, sedangkan berdasarkan fluida yang dipisahkan separator terbagi menjadi separator 2 fase (gas-cair) dan separator 3 fase (gas-cair-cair) (Arnold & Stewart, 1998, p. 102). Dalam bejana separator baik separator *horizontal* dan *vertical* memiliki peralatan dan zona pemisahan yang sama seperti ditunjukkan pada Gambar 2.1 yaitu peralatan masuk (A), zona gas (B), zona cair (C) dan *mist extraction* (D)



**Gambar 2.1.** Gas-Cair Separator (GPSA, 2012a)

Gas bercampur dengan cairan masuk ke dalam bejana separator secara horizontal melalui *inlet diverter* yang dipasang pada inlet separator selanjutnya bergerak melalui daerah pemisahan dimana tetesan air yg terbawa oleh gas terpisah ke dalam lapisan *interface* antara gas dan cairan. Beberapa cairan yang tidak mau terpisah dalam zona pemisahan gravitasi akan tertangkap di *mist extractor*. Pada proses pemisahan di area *gravity settling* terjadi pergerakan *droplet*

air dengan fluida disekitarnya yaitu gas, karena semakin besar *droplet* ini cenderung bergerak kebawah karena gravitasi hingga melebihi gaya dorong gas disekitarnya akibatnya *droplet* air ini akan terpisah dari gasnya (Arnold & Stewart, 1998, pp. 117–119). Parameter penting dalam proses separasi di dalam separator adalah dengan memperhatikan *retention time*, *settling*, ukuran tetes dan *re-entrainment*.

*Retention time* adalah waktu tinggal fluida di dalam separator, *retention time* fluida didalam separator biasanya berkisar 30 detik sampai 3 menit tergantung pada densitas dan kecepatan fluida, dalam kondisi *foaming* dibutuhkan waktu lebih lama lagi sekitar 5 sampai 20 menit.

*Settling* adalah proses pengendapan droplet cairan pada kecepatan tertentu dimana terjadi saat gaya gravitasi sama dengan gaya hambat yang dialami oleh droplet cairan sehingga terjadi percepatan nol yang konstan.

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta S.G.) d_m^2}{\mu} \quad (2.4)$$

dimana  $V_t$  melambangkan terminal Velocity, S.G adalah *Specific gravity* relative terhadap air dan  $\mu$  adalah viscosity (cp).

Ukuran tetes fluida digunakan sebagai referensi untuk menentukan besaran mist extractor yang akan dipasang pada separator. Berdasarkan pengalaman dilapangan dengan memasang mist extractor ukuran 100  $\mu$  sudah cukup untuk mengeluarkan kebutuhan pemisahan gas dan cairan.

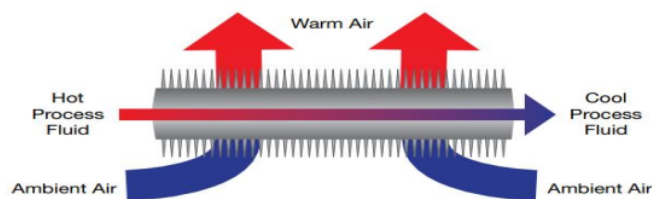
*Re-entrainment* adalah fenomena yang terjadi karena adanya laju fluida yang sangat tinggi melalui interface gas-cairan sehingga menimbulkan gelombang, hal ini berpengaruh terhadap pemisahan gas-cair. *Re-entrainment* ini sangat

berpengaruh terutama pada operasi tekanan tinggi diatas 1000 psig atau minyak dengan viskositas tinggi kurang dari 30° API

Salah satu aplikasi fungsi separator adalah pada *gas scrubber* atau *Knock out drum*. Pada *gas scrubber* area untuk mengumpulkan cairan yang digunakan tidak terlalu besar karena fluida masuk biasanya sudah mengalami proses separasi gravitasi terlebih dahulu sehingga *space* untuk menampung gas yang besar lebih diutamakan. Jika volume cairan yang diinginkan lebih banyak terutama pada stasiun pengumpul minyak maka digunakan separator multi fase atau *slug catcher*.

### 2.1.7 Air Cooled Heat Exchanger (ACHE)

ACHE adalah alat penukar panas berpendingin udara yang digunakan untuk mendinginkan fluida dengan udara sekitarnya pada temperature ambien. Pemilihan ACHE diambil karena memiliki beberapa keuntungan diantaranya daya yang digunakan lebih kecil, akses perawatan mudah dan bisa beradaptasi dengan udara sekitarnya. Prinsip dasar ACHE sangat sederhana fluida panas mengalir melalui tabung (*tube*) yang di desain memiliki sirip diluarnya sementara udara temperature ambien mengalir di sekeliling tabung dan diantaranya. Pada saat yang sama terjadi proses perpindahan panas dari fluida ke udara dan selanjutnya dibuang ke atmosfer seperti Gambar 2.2.



**Gambar 2.2.** Mekanisme penukar panas ACHE (Giammaruti, n.d.)

Pada stasiun pengolahan gas alam, penukar panas digunakan untuk menurunkan temperatur pada proses pemisahan secara gravitasi dan pada proses kompresi gas. Pada sistem kompresi *multi stage* pendinginan gas hasil kompresi dibutuhkan untuk membuang panas hasil kompresi sehingga gas yang masuk ke tahap berikutnya lebih rendah. Pendingin antara *stage* ini dikenal dengan naman *intercooler* yg berpengaruh terhadap efisiensi mesin kompresor, *intercooler* ini juga berfungsi untuk membantu pemisahan cairan dalam separator sehingga gas yang masuk ke kompresor lebih kering. Pendingin gas keluaran kompresor dikenal dengan *after cooler* yang berfungsi untuk menurunkan temperatur agar gas bisa memenuhi spesifikasi gas jual atau untuk proses pengolahan selanjutnya. Laju perpindahan panas (Q) HE secara umum dirumuskan sebagai berikut :

$$Q = UA LMTD \quad (2.5)$$

$$LMTD = \frac{dT_1 - dT_2}{\ln \left[ \frac{dT_1}{dT_2} \right]} \quad (2.6)$$

dimana U melambangkan koefisien heat transfer, A adalah luas perpindahan panas tabung cooler atau sirip yang terkena udara luar, <sup>43</sup>  $LMTD = \text{Log Mean Temperature Difference}$  adalah perbedaan temperature rata-rata yang sudah dikoreksi,  $dT_1$  adalah perhitungan beda temperatur antara *hot fluid* masuk dengan temp. *cold fluid* masuk dan  $dT_2$  adalah beda temperatur antara *hot fluid* keluar dan temperatur *cold fluid* keluar (Campbell, J.M., 1992)

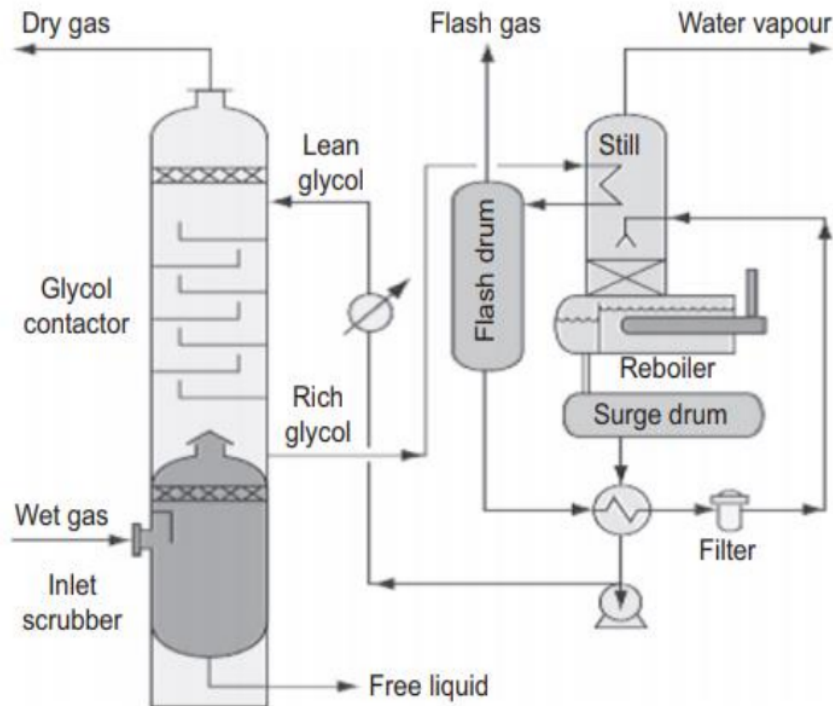
### 2.1.8 Glycol Dehydration

Proses menurunkan kandungan air dalam aliran gas alam dikenal dengan *Dehydration*, tujuan utama proses dehidrasi adalah disamping untuk menurunkan

kadar air di dalam gas agar memenuhi spesifikasi gas jual juga untuk menghindari terbentuknya hidrat dan korosi pada pipa alir gas oleh acid gas ( $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}$ ). Teknik dehidrasi gas alam dalam industri sebagian besar menggunakan teknik absorpsi menggunakan *Tri Ethylene Glycol* (TEG) atau teknik adsorpsi menggunakan *moleculer sieve* atau *silica gel* atau *alumina* (GPSA, 2012b).

Proses absorpsi dalam dehidrasi menggunakan TEG terjadi karena adanya perbedaan antara konsentrasi air dalam fasa cair dan tekanan parsial uap air dalam fasa gas menyebabkan terjadinya difusi molekul air dari fasa gas menuju cairan dengan melewati antar muka cairan-gas di dalam suatu media kontak di menara absorpsi.

Secara singkat proses dehidrasi menggunakan TEG dijelaskan pada Gambar 2.3, gas basah masuk ke dalam coloum absorber dengan melewati separator untuk memisahkan cairan *hydrocarbon* dari aliran gasnya. Kemudian gas akan kontak dengan cairan TEG yang dialirkan berlawanan arah melewati media kontak berupa *tray* atau *packing*, kandungan air dalam gas akan diserap oleh TEG bersama dengan senyawa-senyawa organic yang mudah menguap lainnya bersama air. Gas kering keluaran *contactor* selanjutnya akan di lewatkan ke pipa transportasi menuju stasiun tujuan. TEG yang kaya *hydrocarbon*-air (*Rich glycol*) selanjutnya di *recovery* di dalam unit *regeneration system* untuk melepaskan air dan *hydrocarbon* ringan lainnya di dalam *reboiler* pada suhu  $400\text{ }^\circ\text{C}$  dan *filter*.



**Gambar 2.3.** Skema proses dehidrasi gas alam menggunakan TEG (Bahadori, A., 2014).

Proses selanjutnya *Lean glycol* (glycol murni) dipompakan kembali ke dalam glycol contactor untuk digunakan kembali sebagai *desiccant*. (Bahadori, 2014). Penambahan *glycol* dilakukan secara berkala karena proses dehidrasi dengan TEG memungkinkan berkurangnya TEG akibat *carryover* pada contactor karena perubahan suhu dan karena pembentukan molekul berat dalam aliran yang kemudian tertangkap di filter yang dipasang pada aliran sirkulasi *glycol*. Normalnya 25 – 120 lb/mmscf kandungan gas alam di hilangkan dengan proses dehidrasi supaya mencapai spesifikasi gas jual yang diinginkan (Stewart & Arnold, 2011)

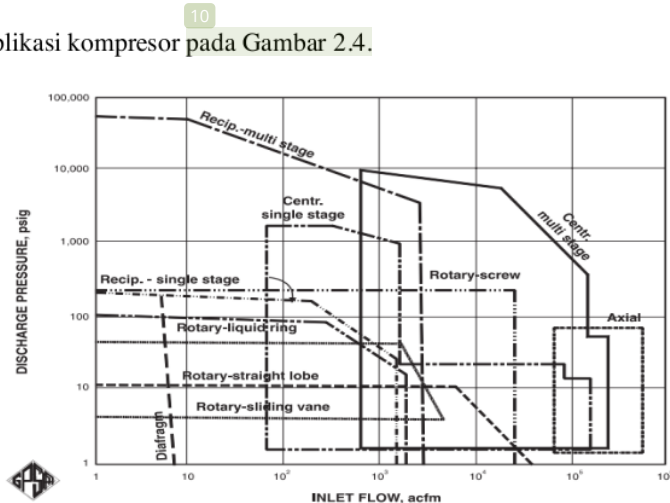
### 2.1.9 <sup>31</sup> Kompresor

Kompresor adalah alat yang digunakan untuk mengalirkan gas dari tekanan rendah ke tekan yang lebih tinggi, dilapangan industri pengolahan gas kompresor sering digunakan untuk mengalirkan gas jual dengan tekanan tinggi. Rasio kompresi gas pada kompresor di definisikan sebagai berikut:

$$R_T = \frac{P_d}{P_s} \quad (2.7)$$

Pada persamaan 2.7  $R_T$  melambangkan rasio kompresor,  $P_d$  adalah tekanan *discharge* kompresor (psia) dan  $P_s$  adalah tekanan *suction* kompresor (psia).

Kompresor yang digunakan dalam industry pengolahan gas memiliki rasio 5 hingga 20. Ada 2 tipe kompresor yang sering digunakan dalam stasiun gas, yaitu sentrifugal dan *positive displacement*. Pertimbangan untuk pemilihan tipe kompresor adalah dengan mempertimbangkan discharge presure yg dibutuhkan, kapasitas yang dibutuhkan, ruang yang diperlukan, jenis kontrol yg diperlukan dan biaya perawatan. Penentuan jenis kompresor dapat juga dengan menggunakan grafik aplikasi kompresor pada Gambar 2.4.



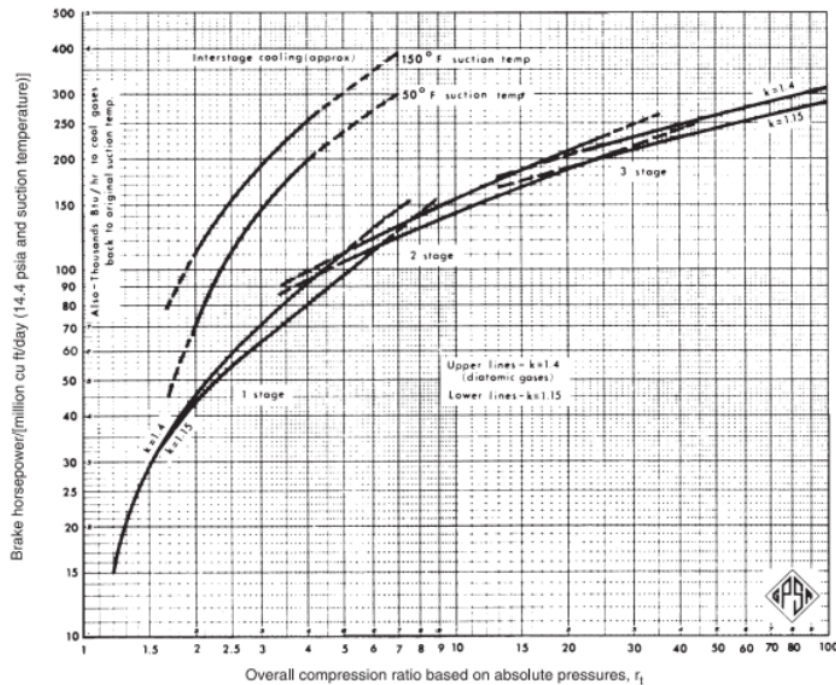
**Gambar 2.4.** Grafik range coverage beberapa jenis kompresor (GPSA, 2012a)



Perhitungan Brake Horse Power (daya mesin sebelum kehilangan tambahan daya dari gearbox, pompa hidraulik, dll) adalah sebagai berikut :

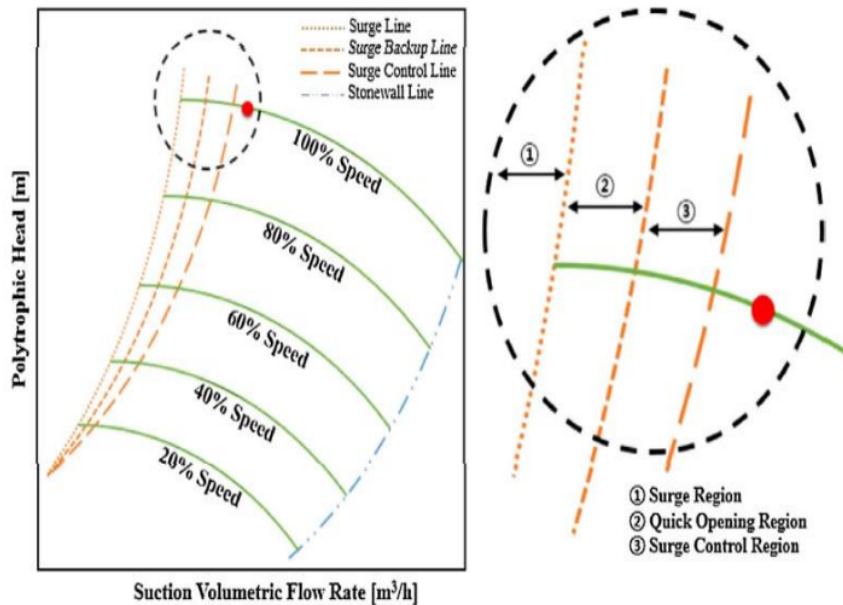
$$BHP = 22 R n F \quad (2.8)$$

dimana nilai  $R = \left(\frac{P_d}{P_s}\right)^{\frac{1}{n}} < 3.0$  sampai 4.0, BHP adalah Brake Horse Power, R adalah rasio per <sup>3</sup> stage, n adalah jumlah stage,  $P_d = \text{discharge pressure}$  (psia),  $P_s$  adalah Suction pressure (psia),  $Q_g$  adalah flowrate (mmscfd) dan F adalah factor interstage pressure drop yang nilainya bervariasi. Nilai  $F = 1.00$  untuk kompresi *single stage*,  $F = 1.08$  untuk kompresi *two-stage* dan  $F = 1.10$  untuk kompresi *three-stage*



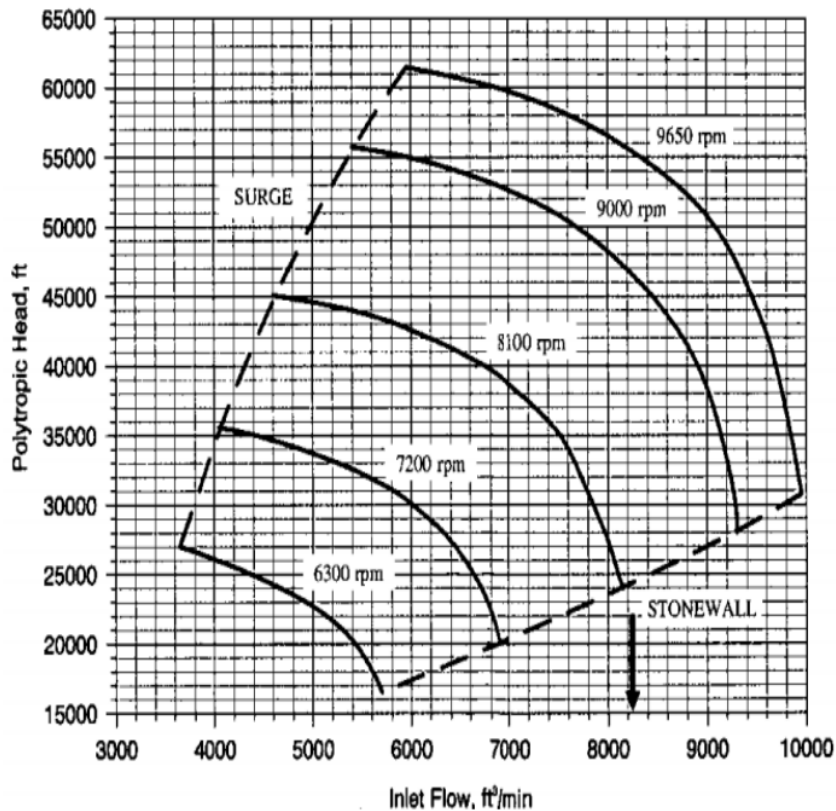
Gambar 2.5. Perkiraan nilai horsepower pada kompresi gas (GPSA, 2012a)

Pada kompresor dikenal istilah *surge* yaitu jika kompresor dalam operasinya tidak memiliki cukup flow (volume gas yang mengalir), akibatnya untuk melindungi peralatan maka *recycle* kompresor akan membuka untuk menambah kekurangan volume gas masuk, jika kemampuan *recycle valve* dalam mengantisipasi kekurangan flow tersebut lambat maka akan menyebabkan getaran tinggi yang bisa menyebabkan kerusakan *bearing* dan *seal* kompresor. Untuk mengantisipasi *surge* pada kompresor maka kompresor wajib memasang *recycle valve* atau *anti surge valve* (Campbell, J.M., 1992). Kurva kontrol *anti surge* ditunjukkan pada Gambar 2.6.



**Gambar 2.6.** Kurva performance kompresor dan garis kontrol anti-surge (Jung et al., 2017, p. 2)

16 Kompresor sentrifugal memiliki tiga parameter operasi yaitu: *Speed*, *Head*, dan *Flow*. *Speed* adalah kecepatan putar kompresor, *Head* adalah energi per berat dari kompresor untuk menaikkan tekanan masuk ( $P_s$ ) menjadi tekanan keluar ( $P_d$ ), 16 *Flow* adalah aliran fluida yang sedang ditransfer oleh kompresor.

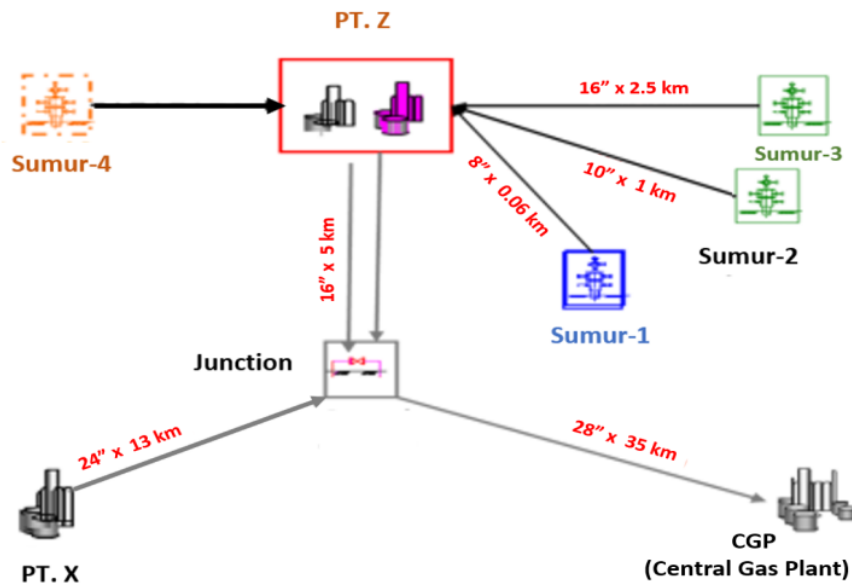


Gambar 2.7. Karakteristik kurva kompresor sentrifugal (Campbell, J.M., 1992)

### 2.1.10 Fasilitas Produksi

Stasiun pengolah gas alam PT. Z terletak di pedalaman sumatra selatan. Stasiun ini menerima gas mentah dari sumur-sumur gas yang berada di lokasi tidak jauh dari fasilitas pengolahan gas. PT. Z memiliki empat sumur gas yang

mengandung 36% CO<sub>2</sub> dengan sedikit hidrokarbon berat. Masing-masing sumur dialirkan menuju stasiun pengolahan dengan melalui *flow line* yang dilengkapi dengan PSV (*Pressure Safety Valve*) sebagai perlindungan dari tekanan berlebih dan HIPPS (*High Integrity Protection Pressure System*) sebagai pengamanan tambahannya. Jalur ekspor gas dari PT. Z seperti ditunjukkan dalam Gambar 2.8. Fasilitas PT.Z di desain untuk mengolah 340 mmscfd raw gas dari sumur untuk menghasilkan 310 mmscfd gas kering untuk di ekspor ke pusat pengolahan gas (*Central Gas Plant*).



**Gambar 2.8.** Skema ekspor gas PT. Z

Fasilitas pengolahan gas alam yang berada di PT. Z meliputi sumur gas, *inlet cooler* dan *inlet separator*, *Gas Compression System*, *Dehydration Unit*, utilitas.

Gas dari sumur dialirkan melalui pipa menuju header pada tekanan 338 psig untuk selanjutnya akan dipisahkan menjadi tiga aliran menuju proses *cooling* dan *separation*. Pada masing-masing proses *cooling* dan *separation* ini dilengkapi dengan *inlet cooler* dan *inlet separator* untuk memisahkan liquid dari gas. Setelah melalui proses separasi gas masuk ke unit kompresor untuk dinaikkan tekanannya hingga 1200 psig supaya bisa dikirim ke *central gas plant* setelah sebelumnya dilakukan proses pengeringan di unit dehidrasi.

Proses awal pendinginan dan pemisahan cairan dan gas alam terjadi pada *inlet cooler* dan *inlet separator*. Unit pendinginan dan pemisahan terdiri dari tiga train dimana masing-masing train *inlet cooler* di desain untuk mendinginkan aliran hingga 120°F. Tiga train inlet separator digunakan untuk memisahkan gas dari air formasi (*produced water*). *Produced water* yang dihasilkan dari pemisahan di alirkan ke tangki penampung *produced water* untuk selanjutnya di pompakan kembali ke dalam sumur injeksi. Inlet separator train-1, train-2 dan train-3 memiliki kapasitas yang berbeda seperti dalam tabel 2.3 sehingga harus dikontrol aliran gasnya melalui *downstream separator* supaya tidak terjadi *over capacity*.

**Tabel 2.4.** Kapasitas inlet separator

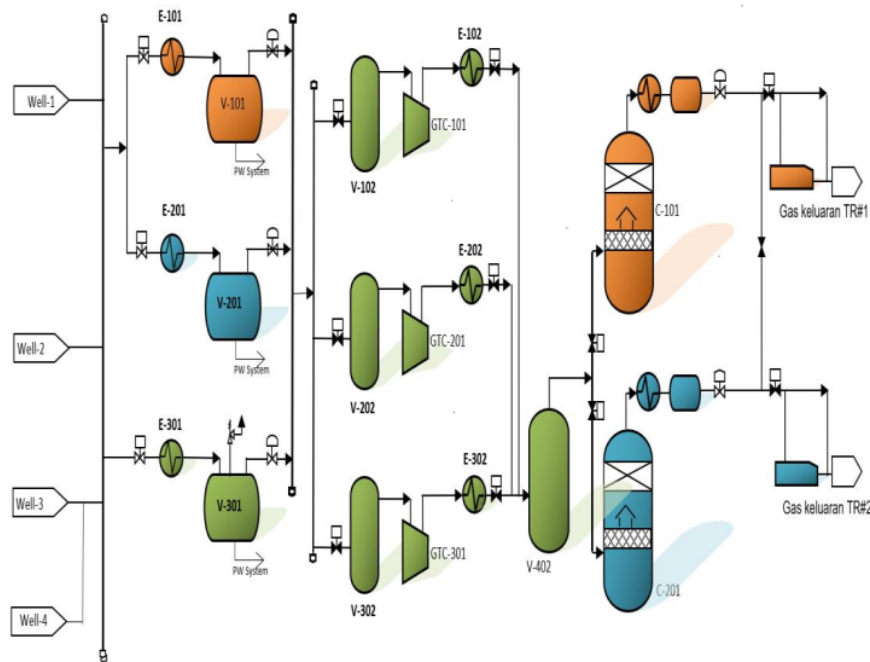
	V-101	V-201	V-301
Press. Design, psig	1410	1410	1410
Temp. Design, °F	150	150	150
Capacity, MMSCFD/BPD	84 / 2036	170 / 3937	171 / 4040

Sistem kompresi gas pada stasiun pengolahan PT. Z terdiri atas *suction scrubber*, *Gas turbine Compressor (GTC)*, dan *after cooler* untuk masing-masing train. Pada stasiun pengolah gas bumi PT. Z dilengkapi dengan tiga train sistem kompresi dengan mode operasi paralel 2 oo 3 dimana dari tiga unit yang terpasang yang digunakan untuk operasi sebanyak dua unit, satu unit sebagai cadangan pengganti jika dua unit lainnya gagal operasi. Parameter kompresor masing-masing unit di kontrol oleh *Unit Control Panel (UCP)* dengan mode kontrol tekanan *suction*, tekanan *discharge*, *Net Gas Producer (NGP)* dan *aliran suction*. Spesifikasi kompresor yang terpasang di pengolahan gas PT. Z ditunjukkan oleh tabel 2.5.

**Tabel 2.5.** Spesifikasi kompresor di unit pengolahan gas PT. Z.

<b>Spesifikasi Kompresor</b>	
Unit	Solar Turbines Taurus 70
Driver	Taurus 70-10302 Gas Turbine
Compressor type	Centrifugal
Max. speed	12000 RPM
suction	325 psig (min)
Power	8000 HP
Polytropic head	45339 ft-lb/lb
Polytropic eff.	83%
inlet temperature	120 °F
Outlet temperature	330 °F
AVG MW Weight	26.7
Inlet Pressure	350 - 600 psig
Outlet Pressure	1195 psig

Gas keluaran kompresor dengan tekanan 1200 psig temperatur 100°F selanjutnya akan diproses dalam unit dehidrasi untuk mengurangi kandungan air sebelum di ekspor ke pusat pengolahan gas (*Central Gas Plant*).



**Gambar 2.9.** Diagram alir Pengolahan gas bumi di PT.Z

Proses dehidrasi dilakukan dalam dua train terpisah dengan kapasitas masing-masing 155 mmcsfd dry gas dengan *dew point* maksimal 15 lbH<sub>2</sub>O/mmcsfd. Pelarut yang digunakan adalah *Tri Ethylene Glycol* (TEG) dengan laju alir sirkulasi 13 GPM untuk masing-masing train. *Rich Glycol* yang dihasilkan dari proses absorpsi di dalam *glycol contactor* kemudian diturunkan tekanannya, dipanaskan selanjutnya di regenerasi dalam kolom destilasi (Poe & Mokhtab, 2017) menjadi *Lean Glycol* dalam unit *regeneration reboiler* pada suhu 375 °F dan

*stripping column* pada suhu 214 °F. Skema diagram alir proses pengolahan gas bumi di PT. Z secara keseluruhan ditunjukkan pada Gambar 2.9.

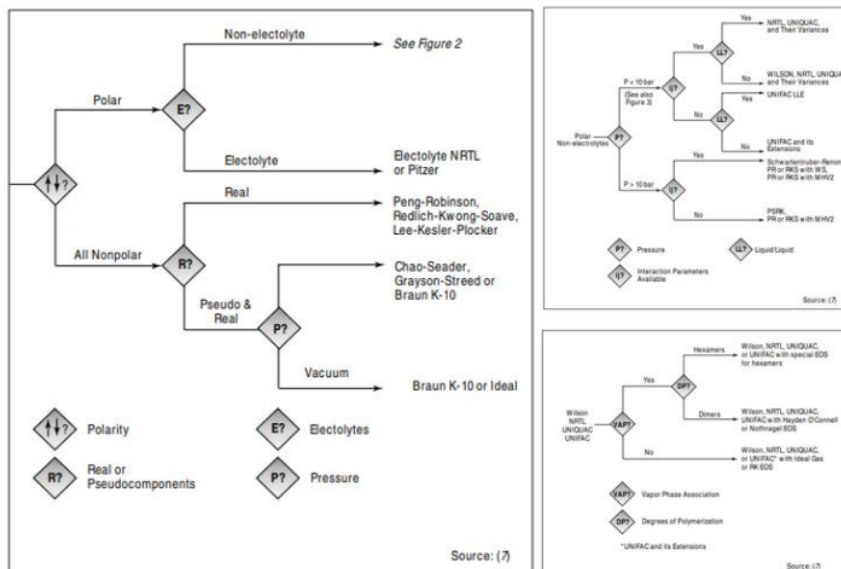
Gas yang sudah memenuhi spesifikasi kandungan air dibawah 15 lbH<sub>2</sub>O/mmscfd selanjutnya di kirim ke *junction manifold* melalui pipa 16” sejauh 5 km dimana di *junction manifold* akan bergabung dengan produk gas dari stasiun pengolahan gas yang lain. Dari *junction manifold* selanjutnya akan di kirim ke pusat pengolahan gas melalui pipa 28” sejauh 35 km untuk di olah kandungan CO<sub>2</sub>-nya agar memenuhi spesifikasi standar gas jual.

#### 2.1.11 Proses Pemodelan dan Simulasi

Proses pemodelan biasanya diikuti dengan simulasi untuk mendapatkan solusi analitik dalam memecahkan masalah kompleks dalam suatu industri. Simulasi proses dapat digunakan untuk merancang sistem yang belum ada, mengoptimasi sistem yang sudah ada atau sekedar untuk membandingkan dan memverifikasi suatu permasalahan (Haydary, 2019, p. 7). Simulator yang sering digunakan dalam industri petrokimia dan migas adalah Aspen HYSYS. Contoh aplikasi perangkat lunak ini digunakan dalam simulasi proses biometil akrilat-air menggunakan metode *swing distillation* (Lestari et al., 2019). Aplikasi pemrograman MATLAB juga bisa dipakai untuk menciptakan pemodelan perhitungan, seperti yang digunakan dalam penelitian pemodelan dan simulasi kalsiner jalur terpisah berbahan bakar campuran batubara dan sekam (Pranolo et al., n.d.). Simulator optimasi PIPESIM banyak digunakan kalangan engineer untuk menganalisis kinerja flowline dan surface facility untuk menghasilkan analisis



sistem produksi yang komprehensif. Contoh pemakaian PIPESIM adalah pada penelitian Analisis jaringan pemipaan ntuk meningkatkan injektivitas sumur (Rita et al., n.d.). Dalam bidang keselamatan software ALOHA dapat digunakan untk memodelkan dispersi atau penyebaran suatu kecelakaan atau kebocoran bahan kimia(Tseng et al., 2012).



**Gambar 2.10.** Skema pemilihan sifat fisika komponen dalam simulator.(Carlson, 1996, pp. 36–38)

Dalam industri migas dan petrokimia keberhasilan simulasi dengan keakuratan yang tinggi ditentukan oleh pemilihan sifat fisik fluida yang sesuai, kemampuan mendeskripsikan komponen yang tidak terdapat di dalam bank data, kemampuan memperkirakan parameter yang hilang dan kemampuan menggunakan data sifat-sifat fisika komponen. Skema pemilihan sifat fisika dalam simulator ditunjukkan oleh Gambar 2.10

Sifat fisika yang diperlukan untuk modeling dan simulasi suatu proses operasi industri kimia adalah kinetika reaksi, sifat termodinamika dan sifat perpindahan. Pada kinetika reaksi faktor yang utama perlu diketahui adalah kecepatan reaksi, energi aktivasi dan mekanisme reaksinya. Sifat termodinamika yang berpengaruh terhadap hasil pemodelan dan simulasi adalah entalpi, entropi, koefisien fugasitas dan energi bebas *Gibbs*. Sifat perpindahan fluida yang berpengaruh adalah koefisien difusi, termal konduktivitas dan viskositas. Contoh model sifat termodinamika yang tersedia di dalam simulator seperti pada Tabel 2.4.

**Tabel 2.6.** Model sifat fisika termodinamika yang tersedia pada simulator (Carlson, 1996, p. 36)

Equation-of-State Models	Activity Coefficient Models
Benedict-Webb-Rubin (BWR)-Lee-Starling	Electrolyte NRTL
Hayden-O'Connell*	Rory-Huggins
Hydrogen-fluoride equation of state for hexamerization*	NRTL
Ideal Gas Law*	Scatchard-Hildebrand
Lee-Kesler (LK)	UNIQUAC
Lee-Kesler-Plocker	UNIFAC
Peng-Robinson (PR)	Van Laar
Perturbed-Hard-Chain	Wilson
Predictive SRK	Special Models
Redlich Kwong (RK)	API Sour-water method
Redlich-Kwong-Soave (RKS)	Braun K-10
RKS or PR with Wong-Sandler mixing rule	Chao-Seader
RKS or PR with Modified-Huron-Vidal-2 mixing rule	Electrolyte NRTL
Sanchez-Lacombe for Polymers	Kent Eisenberg
	Steam Tables

\* Not used for the Liquid phase

## 2.2. Hipotesis

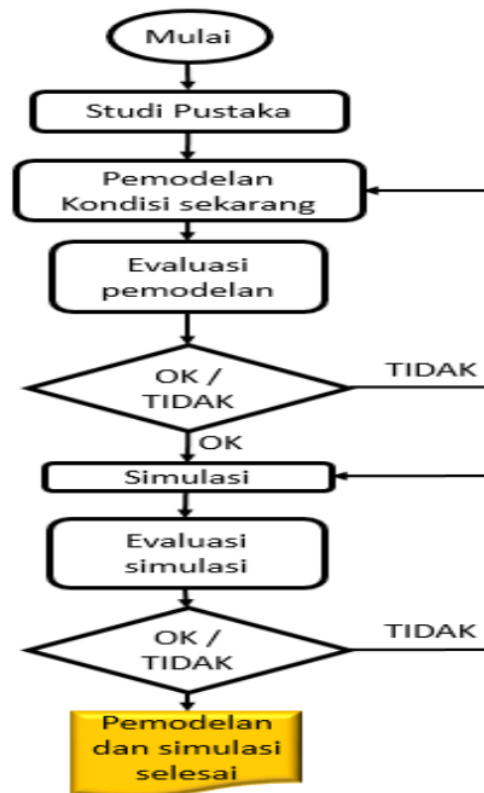
Dengan adanya penurunan tekanan reservoir menyebabkan kerja kompresor tidak optimal sehingga menurunkan produksi gas. Untuk mempertahankan produksi gas dengan tekanan sumur yang rendah sedangkan kompresor bekerja dengan rasio kompresi yang sudah ditetapkan maka diperlukan kompresi lebih dari satu tahap agar produksi bisa dipertahankan. Konsekuensi dari beroperasinya pabrik

pengolahan gas bumi dengan tekanan rendah dari sebelumnya adalah berubahnya sifat fluida sehingga perlu dikaji ulang kapasitas peralatan permukaan.

## BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

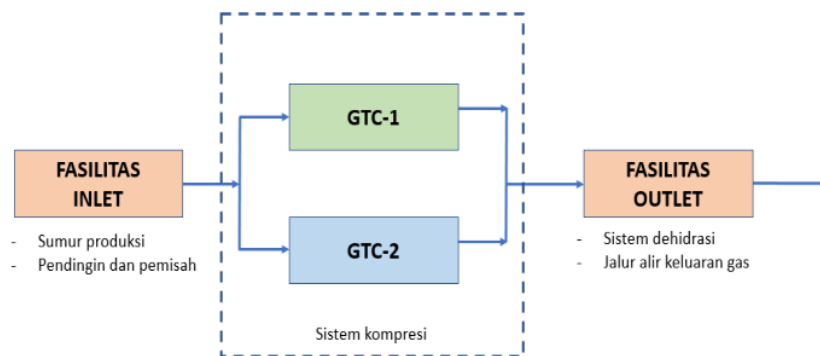
### 3.1. Tahapan Penelitian

Tahapan penelitian dimulai dengan pengambilan data dari parameter operasi saat ini termasuk komposisi gas dan data spesifikasi sumur. Data yang diambil selanjutnya digunakan untuk membuat model diagram alir kondisi saat ini. Pemodelan pertama berdasarkan kondisi aktual dilapangan saat ini. Diagram alir untuk menentukan pemodelan dan simulasi di tunjukkan oleh Gambar 3.1.



Gambar 3.1. Diagram alir pemodelan proses kondisi sekarang dan simulasi

Pemodelan pertama merupakan pemodelan sistem kompresi satu tahap dengan konfigurasi kompresor secara paralel. Dengan menggunakan pemodelan pertama kemudian dilakukan simulasi operasi untuk mengetahui tekanan paling rendah kompresor beroperasi satu tahap dengan konfigurasi paralel. pemodelan pertama mengikuti skema pada gambar 3.2

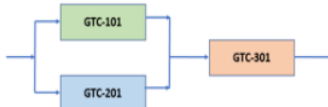







**Gambar 3.2.** Skema pemodelan pertama kompresor paralel

Langkah penelitian selanjutnya adalah membuat pemodelan kedua dengan konfigurasi kompresor paralel dan seri. Tahapan pemodelan kedua ini akan disimulasikan dengan variasi aliran yang berbeda yang memungkinkan untuk diaplikasikan di dalam pabrik. Skema variasi aliran kompresor paralel-seri ditunjukkan pada Gambar 3.3.

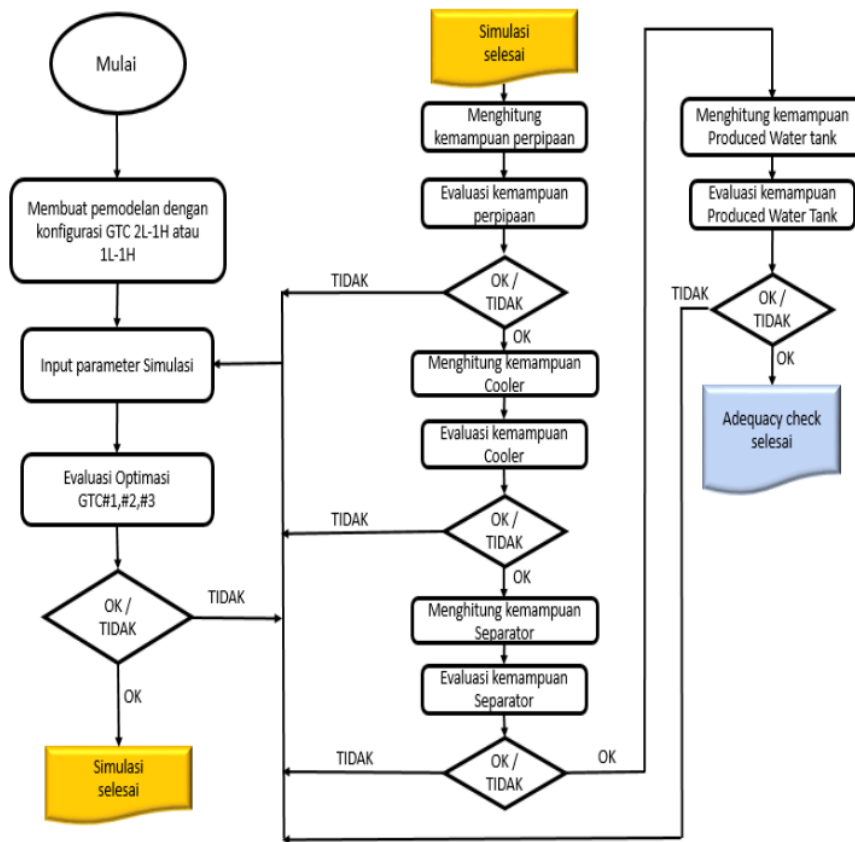
Proses simulasi pada pemodelan kedua dilakukan dengan memasukkan data variasi tekanan dan laju alir gas dari semua sumur. Dengan melakukan simulasi laju alir terhadap gas yang masuk ke kompresor maka dapat diketahui parameter kompresor yang optimal. Simulasi dilakukan dalam tiga variasi tekanan masuk kompresor yang berbeda seperti tampak pada Tabel 3.1.

**Tabel 3.1.** Simulasi dan konfigurasi kompresor yang digunakan

Simulasi	Tekanan suction kompresor	Pemodelan Simulasi	Konfigurasi
1	200 psig	2 LP - 1HP	<b>2LP-1HP</b> 
			<b>1LP-1HP</b> 
2	165 psig	1 LP - 1HP	<b>1 LP - 1HP</b> (GTC-301 <i>standby</i> )  atau 
3	100 psig	1 LP - 1HP	<b>1 LP - 1HP</b> (GTC-201 <i>standby</i> )  atau 

Tahapan simulasi pertama, kedua dan ketiga pada pemodelan kedua dilakukan secara bertahap sampai memperoleh nilai kompresor yang optimal. Sebagai pembatas simulasi pada unit GTC adalah daya maksimal kompresor sebesar 8000 HP, kecepatan maksimal kompresor sebesar 11500 rpm dan temperatur maksimal keluaran kompresor sebesar 330 °F.

Setelah diperoleh nilai optimal operasi GTC langkah selanjutnya adalah Melakukan *adequacy check* (pengecekan terhadap peralatan) perpipaan, *separator*, dan *cooler*. Hasil perhitungan menunjukkan apakah peralatan permukaan diatas masih mampu beroperasi dengan parameter yang baru. Diagram alir tahapan proses simulasi dan perhitungan simulasi ditunjukkan pada Gambar 3.3.



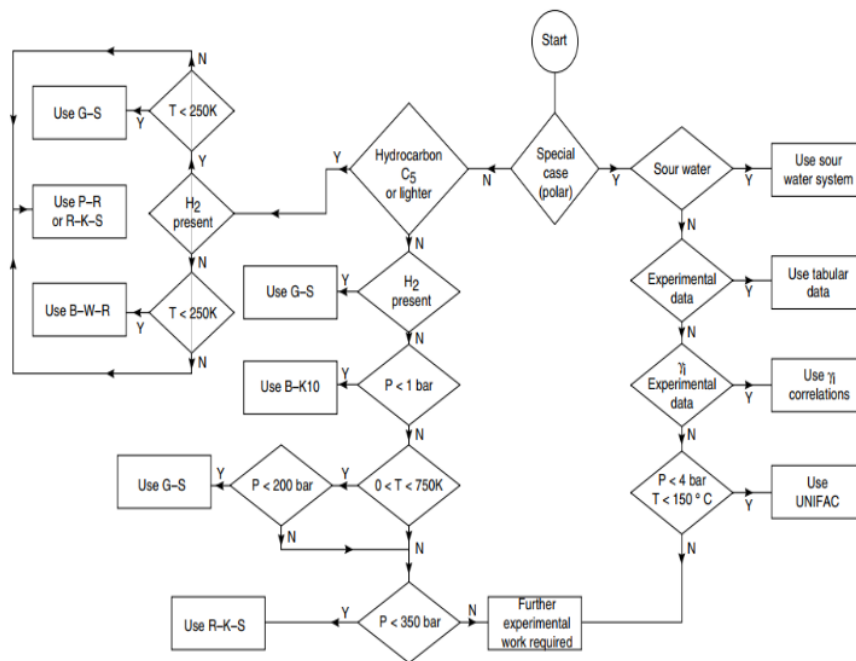
**Gambar 3.3.** Diagram alir tahapan proses simulasi dan perhitungan

### 3.1.1. Perangkat Pemodelan dan Simulasi

Perangkat pemodelan yang digunakan untuk simulasi proses adalah software ASPEN HYSYS V.11. HYSYS merupakan perangkat lunak buatan *Aspen Technologies Inc.* Aplikasi ini memiliki fitur yang cukup lengkap dalam *process sizing* dan simulasi. Simulasi HYSYS banyak digunakan dalam industri pengolahan minyak dan gas bumi karena dapat digunakan untuk membuat model steady state

dan dinamis yang bermanfaat untuk perancangan pabrik, pemecahan masalah, improvisasi operasi dan untuk perancangan bisnis dan manajemen aset.

Simulasi dengan menggunakan HYSYS dimulai dengan menentukan komponen list yaitu unsur-unsur penyusun aliran yang bisa ditemukan di database pada aplikasi. Selanjutnya adalah menentukan *fluid package* yang akan menjadi basis perhitungan pada simulasi proses yang akan di kerjakan. Perhitungan flash komponen murni dan kalkulasi sifat fisisnya terdapat dalam paket fluida yang kita pilih. Macam-macam pilihannya mulai dari EOS (*Equation of State*), Activity Coefficient. Pemilihan EOS dapat menggunakan diagram alir pada Gambar 3.4.



**Gambar 3.4.** Diagram alir pemilihan persamaan keadaan (Sinnott et al., 2006, p.



Simulasi pemodelan pada industri migas umumnya menggunakan EOS Peng-Robinson (PR). <sup>4</sup> Persamaan keadaan PR ini telah dimutakhirkan sedemikian rupa sehingga kalkulasi kesetimbangan fasa bisa mempunyai keberlakuan untuk sistem temperatur rendah kriogenik sampai temperatur tinggi dan tekanan tinggi (Abd. Hamid, 2007). HYSYS juga menyediakan *property method* yang lain untuk <sup>44</sup> simulasi proses yang berbeda seperti ditunjukkan pada tabel 3.2.

**Tabel 3.2.** Rekomendasi *property method* dalam simulator HYSYS

Type of System	Recommended Property Method
TEG Dehydration	PR
Sour Water	PR, Sour PR
Cryogenic Gas Processing	PR, PRSV
Air Separation	PR, PRSV
Atm Crude Towers	PR, PR Options, GS
Vacuum Towers	PR, PR Options, GS (<10 mm Hg), Braun K10, Esso K
Ethylene Towers	Lee Kesler Plocker
High H <sub>2</sub> Systems	PR, ZJ or GS (see T/P limits)
Reservoir Systems	PR, PR Options
Steam Systems	Steam Package, CS or GS
Hydrate Inhibition	PR
Chemical systems	Activity Models, PRSV
HF Alkylation	PRSV, NRTL (Contact Hyprotech)
TEG Dehydration with Aromatics	PR (Contact Hyprotech)
Hydrocarbon systems where H <sub>2</sub> O solubility in HC is important	Kabadi Danner
Systems with select gases and light hydrocarbons	MBWR

### 3.1.2. <sup>2</sup> Proses pemodelan dan simulasi.

Proses pemodelan dan simulasi dilakukan dengan 3 variasi tekanan yang berbeda yaitu tekanan 200 psig, 165 psig dan 100 psig. Pada tekanan operasi kompresor 200 psig pemodelan menggunakan konfigurasi 2LP-1HP yaitu dua kompresor *low pressure* yang dioperasikan secara paralel dan satu kompresor *high*

*pressure*. Pada tekanan operasi 165 psig dan 100 psig pemodelan menggunakan 1LP-1HP yaitu satu kompresor *low pressure* dan satu kompresor *high pressure*, satu kompresor sebagai cadangan. Dalam kondisi aktual kompresor cadangan ini di gunakan jika sewaktu-waktu salah satu kompresor yang sedang *running* mengalami kegagalan operasi atau *failure*.

Pemodelan proses tahap awal adalah dengan mendefinisikan komponen yang akan digunakan dalam simulasi HYSYS. Komponen tersebut merupakan komponen penyusun gas alam yang berasal dari sumur-sumur. Komponen penyusun fluida masing-masing sumur ditunjukkan pada Tabel 3.3 berasal dari hasil Analisis laboratorium.

**Tabel 3.3.** Komposisi sumur pada pengolahan gas PT. Z

Komponen	Fraksi mol			
	Well-1	Well-2	Well-3	Well-4
Hydrogen Sulphide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	35.7860	35.6025	35.3471	36.0100
Nitrogen	0.3700	0.4850	0.3733	0.4140
Methane	63.7290	63.7900	64.1663	63.4580
Ethane	0.1150	0.1185	0.1133	0.1180
Propane	0.0000	0.0040	0.0000	0.0000
Iso-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Iso-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Pentane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
n-Heptane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Total	1.000	1.000	1.000	1.000

Tahap selanjutnya adalah menentukan pemilihan Paket fluida. Berdasarkan referensi persamaan keadaan yang sesuai dengan operasi di fasilitas PT. Z adalah

menggunakan Persamaan Peng-Robinson dan Soave-Redlich-Kwong sehingga perlu divalidasi untuk menentukan yang paling mendekati kondisi aktual dilapangan. Validasi paket fluida dilakukan dengan membandingkan tingkat kesamaan pada simulasi HYSYS menggunakan PR dan SRK dengan kondisi aktual dilapangan. Parameter yang akan divalidasi adalah tekanan, temperature dan laju alir pada peralatan yang disimulasikan.

Dengan melakukan simulasi HYSYS terhadap peralatan operasi khususnya pada bagian kompresor sebagai peralatan utama pada pengolahan gas bumi di PT. Z maka dapat diperoleh parameter operasi yang optimal dari GTC pada tekanan 200 psig, 165 psig dan 100 psig.

### **3.2.Pengolahan dan Analisis Data**

Simulasi HYSYS menghasilkan parameter optimal kompresor yang bekerja pada performa yang diijinkan. Batasan operasi kompresor yang diijinkan di tentukan oleh *manufacturer*.

Parameter operasi saat kompresor bekerja secara optimal kemudian digunakan sebagai basis perhitungan ulang peralatan permukaan yang lain untuk beroperasi pada tekanan dibawah tekanan desain kompresor. Perhitungan ulang kapasitas perpipaan, *cooler*, *separator*, *scrubber* dan produksi air didasarkan pada parameter standar yang diijinkan. Parameter standar yang diijinkan dapat dilihat pada tabel 3.4.

**Tabel 3.4.** Batasan yang diijinkan dalam perhitungan peralatan

Peralatan	Parameter	Batasan
Perpipaan	Velocity	1 phase maks. 60 ft/s (gas) dan 15 ft/s (liquid)
		2 phase maks. Diameter dalam pipa
	Beda tekanan	maks. 10% tekanan operasi
Separator, suction scrubber, interstage suction scrubber, Discharge Scrubber	Velocity	velocity (perhitungan) < maks velocity yang diijinkan
	Retention time	Retention time < 5 minute
	Momentum pada inlet Nozzle	Momentum (perhitungan) < maks. Desain alat
	Momentum pada outlet nozzle	Momentum (perhitungan) < maks. Desain alat

## BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1. Pemodelan proses operasi kondisi saat ini

Saat ini stasiun pengolahan gas PT. Z beroperasi dengan parameter seperti ditunjukkan pada tabel 4.1.

**Tabel 4.1.** Tabel parameter kondisi operasi saat ini

PERALATAN	TEKANAN		TEMPERATUR		LAJU ALIR	KETERANGAN
	in	Out	In	Out	mmscf/d	
	psig	psig	°F	°F		
Sumur						
Well-1	398		275		38.4	
Well-2	400		282		46.5	
Well-3	405		284		94.5	
Well-4	410		268		18.9	
Inlet Header	328		270		192.4	
Inlet Cooler			270	100		
Separator	350	348	100	100	171	laju alir Total 3 separator
Suction Header	328		98			
Suction Scrubber	320		98			
Suction Compressor	318		98			
Discharge Compressor	1150		319			
After Cooler	1149	1144	319	120		
Discharge Scrubber	1131		84			
Glycol Contactor	1137		119	120	171	Total laju alir keluaran 2 contactor
Trunk Line	1117		124		165	Total laju alir 2 trunk line

CV: Choke Valve; OP: Buka valve

Dengan menggunakan data parameter pada tabel 3.1 selanjutnya melakukan validasi paket fluida yang akan digunakan sebagai basis simulasi HYSYS. Hasil validasi paket fluida pada parameter tekanan, temperatur dan laju alir pada peralatan permukaan ditunjukkan pada tabel 4.2. Referensi alur pemilihan paket

fluida menggunakan tahapan pada gambar 3.4 (Sinnott et al., 2006, p. 252).

Berdasarkan referensi alasan pemilihan paket PR lebih baik dalam mengestimasi dibandingkan dengan SRK adalah :

1. Peng-Robinson (PR) range aplikasi lebih luas (suhu minimum -456 °F tekanan maksimum hingga 100 MPa) dan ideal untuk perhitungan VLE (Vapor-Liquid Equilibrium) dan densitas cairan hidrokarbon dibandingkan dengan SRK.
2. Persamaan PR lebih mampu untuk menyelesaikan perhitungan dengan melibatkan banyak fasa secara akurat (Costa et al., 2014) dibandingkan dengan SRK.

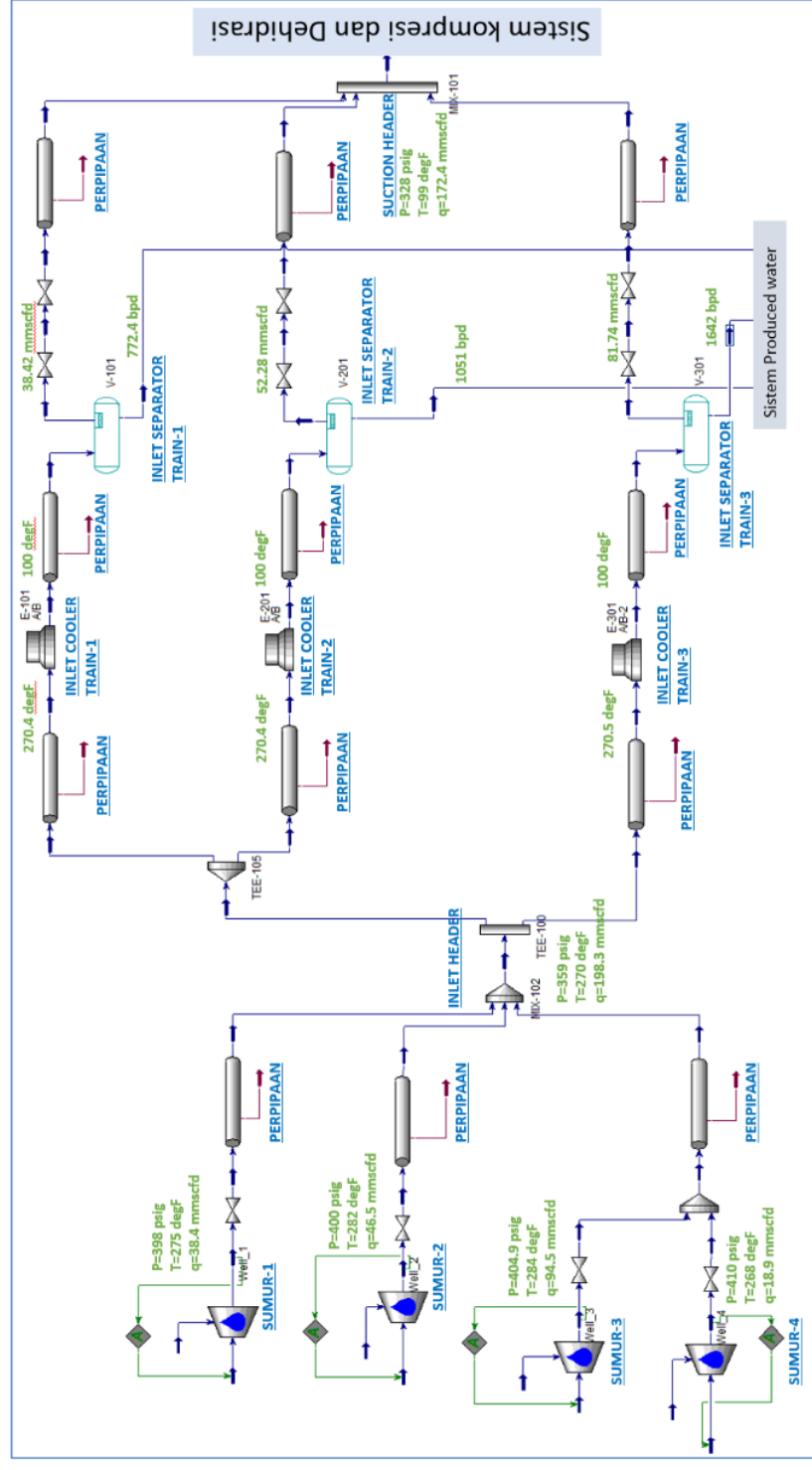
**Tabel 4.2.** Hasil Validasi Paket Fluida PR dan SRK pada peralatan

No	Area	Parameter	Unit	Parameter aktual	Simulasi FP PR	Error (%)	Simulasi FP SRK	Error (%)
1	Inlet Header	Tekanan	psig	334	333	0.30	333	0.30
		Temperatur	°F	274	273	0.36	273	0.36
2	Inlet Cooler TR#2	Temp. masuk	°F	270	272	0.89	273	1.07
		Temp. Keluar	°F	89	116	30.34	117	30.90
3	Inlet Separator TR#2	Tek. Masuk	psig	331	322.8	2.48	327.3	1.12
		Tek. Keluar	psig	325	322.7	0.71	322.3	0.83
		Aliran Gas keluar	mmscfd	44	46.99	6.80	47.09	7.02
4	Kompresor #2	Tek. masuk	psig	319	317.8	0.38	317.7	0.41
		Temp. masuk	°F	96	110.7	15.31	110.5	15.10
		Aliran gas masuk	mmscfd	74.8	78.59	5.07	78.76	5.29
		Tek. keluar	psig	1139	1137	0.18	1117	1.93
5	After cooler #2	Temp. masuk	°F	313	314	0.32	311	0.64
		Temp. Keluar	°F	94	95	1.06	97	3.19
6	Discharge Scrubber	Tek. Masuk	psig	1127	1131	0.35	1111	1.42
7	Glycol contactor #2	Tek. keluar	psig	1123	1127	0.36	1107	1.42
		Temp. keluar	°F	100	96	4.00	96	4.28
		Aliran gas Keluar	mmscfd	81.13	82.3	1.44	82.49	1.68

Disamping pemilihan paket fluida Peng-Robinson didasarkan pada referensi diatas, validitas keakuratan paket fluida juga perlu dibuktikan dalam simulasi HYSYS menggunakan data dari lapangan.

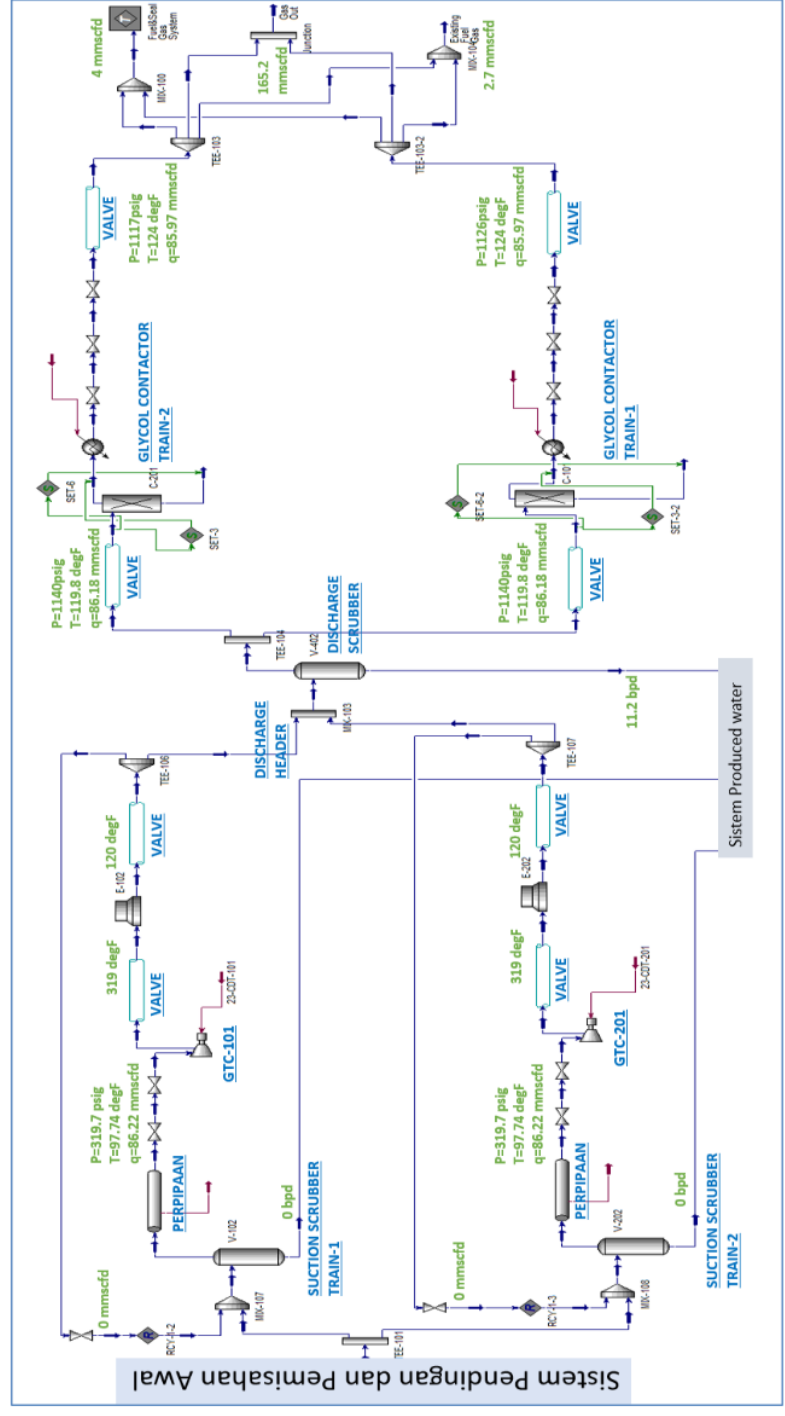
Berdasarkan tabel 4.2 hasil simulasi paket fluida menggunakan PR dan SRK, paket fluida PR memiliki lebih kecil prosentase kesalahannya dibanding SRK terhadap data aktual dilapangan, sehingga PR lebih representatif untuk digunakan sebagai paket fluida pada simulasi HYSYS.

Pemodelan diagram alir PT. Z pada kondisi saat ini menggunakan HYSYS V11 ditampilkan pada gambar 4.1. dan gambar 4.2.



Gambar 4.1. Mode operasi pabrik saat ini bagian sumur, pendinginan dan pemisahan awal



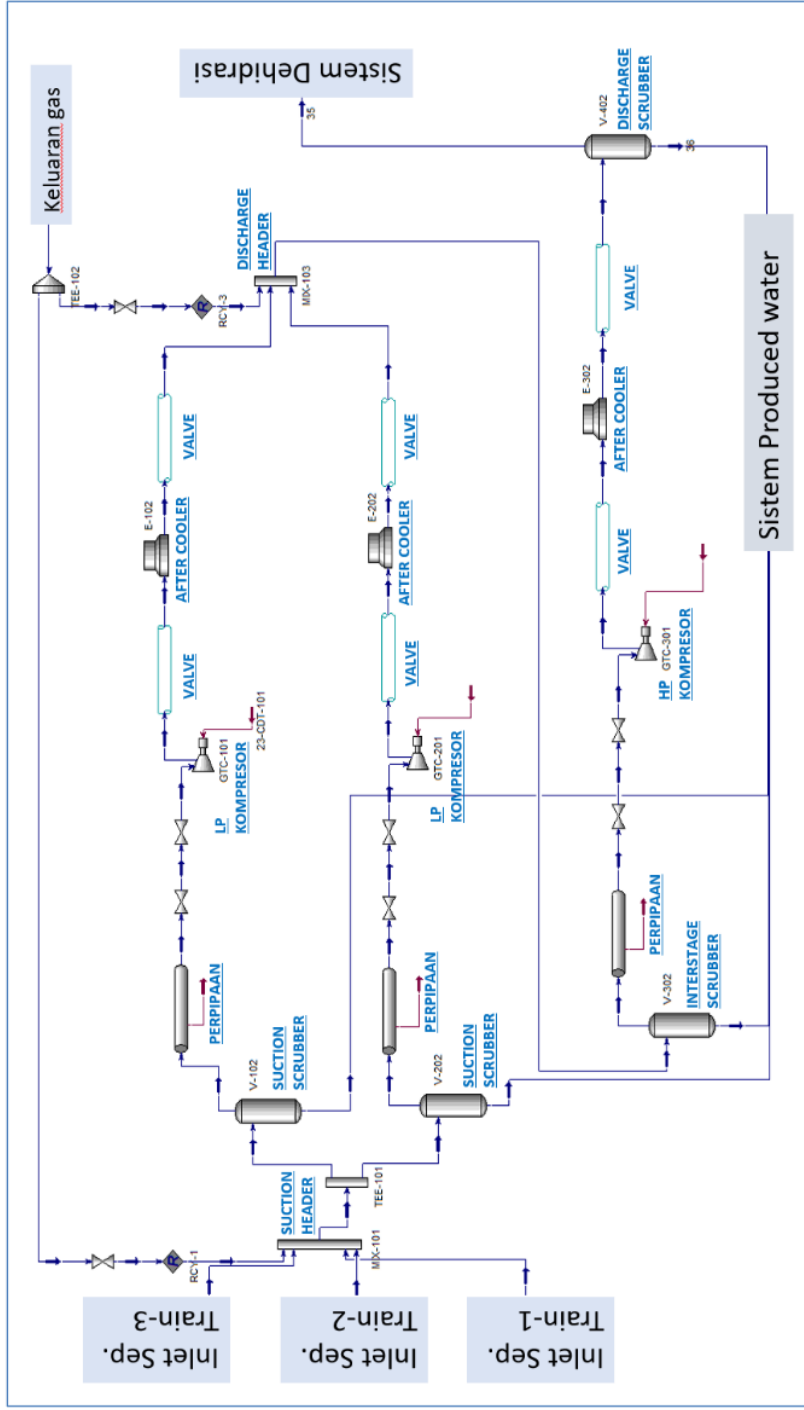


Gambar 4.2. Model operasi pabrik saat ini pada bagian kompresi, dehidrasi dan keluaran gas

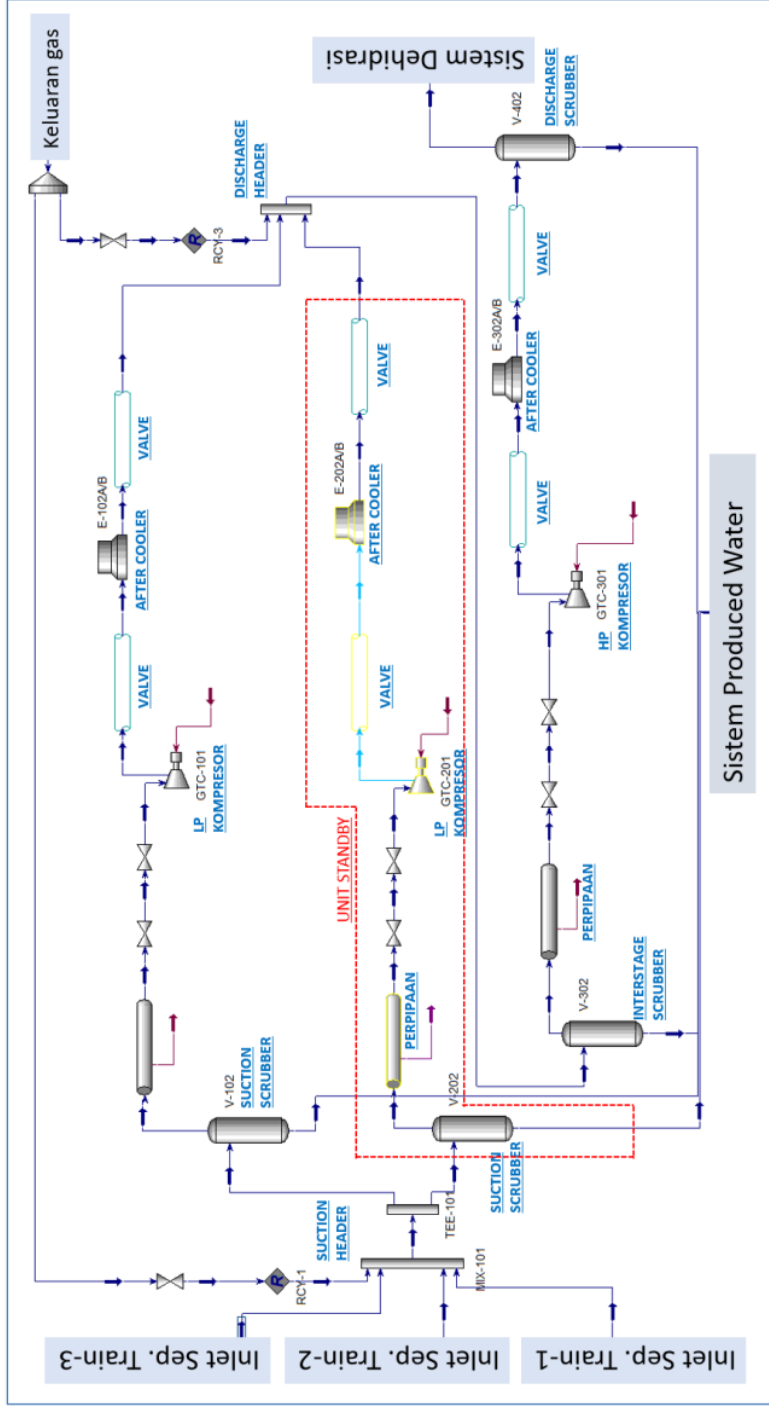
#### **4.2. Pemodelan proses operasi dengan tekanan dibawah desain operasi kompresor**

Desain operasi minimum kompresor pada unit pengolahan PT. Z adalah 350 psig sehingga jika akan beroperasi dibawah tekanan desain minimumnya maka harus perlu dilakukan kajian ulang terhadap kelayakan peralatan operasinya. Pemodelan operasi kompresor menggunakan simulator HYSYS dilakukan sesuai dengan skenario pada Tabel 3.1 dimana ada dua mode utama yang digunakan yaitu Pemodelan kondisi tekanan 200 psig dan Pemodelan kondisi tekanan dibawah 200 psig. Pemodelan pada kondisi tekanan isap kompresor 200 psig dibagi menjadi dua mode yaitu pemodelan dengan konfigurasi kompresor paralel-seri 2LP-1HP dan pemodelan dengan konfigurasi kompresor seri 1LP-1HP.

Pemodelan tekanan 165 psig dan tekanan 100 psig relatif sama yaitu Pemodelan konfigurasi kompresor seri 1HP-1LP sehingga bisa diwakilkan dengan satu model. Pemodelan konfigurasi kompresor paralel ditunjukkan oleh gambar 4.2 sedangkan konfigurasi kompresor 2HP-1LP dan 1HP-1LP ditunjukkan oleh gambar 4.3 dan gambar 4.4.



Gambar 4.3 Model sistem kompresi 2LP-IHP pada tekanan 200 psig



Gambar 4.4 Model sistem kompresi 1LP-1HP pada tekanan 200 psig dan dibawah tekanan 200 psig.

#### 4.3. Simulasi kompresor paralel untuk menentukan batas operasi

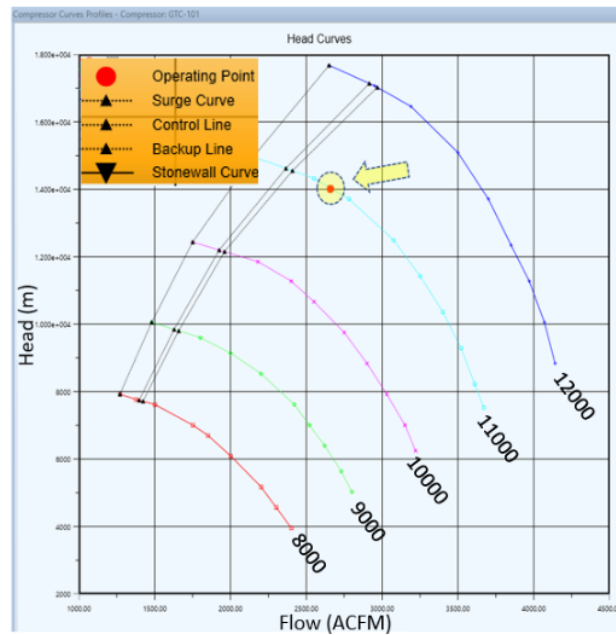
Pemodelan kondisi saat ini (kompresor paralel tekanan isap 318 psig) digunakan untuk membuat simulasi penurunan tekanan isap kompresor untuk mendapatkan batas nilai tekanan dimana gas sudah tidak mampu lagi dikompresi dengan kompresi satu tahap. Laju alir gas menuju kompresor satu dan kompresor dua adalah sama karena tidak ada pengaturan laju alir gas di aliran masuk kompresor. Performa kompresor satu dan dua adalah sama sehingga grafik simulasi performa kompresor juga sama. Hasil simulasi kompresor paralel untuk menentukan batas operasi dengan penurunan tekanan <sup>6</sup> ditunjukkan pada tabel 4.3.

**Tabel 4.3.** Tabel hasil simulasi kompresor paralel untuk menentukan batas operasi

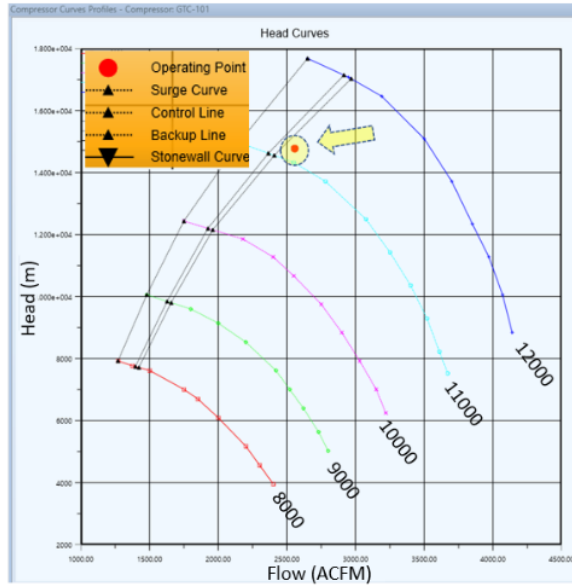
Parameter	Nilai			Unit
	318 psig- 198 mmscfd (1)	300 psig- 184 mmscfd (2)	270 psig- 166 mmscfd (3)	
Outlet inlet cooler	100	100	100	°F
Suction	318	300	270	psig
discharge	1150	1150	1150	psig
Temp. after cooler	120	120	120	psig
rpm	11040	11180	11580	rpm
Power	7148	6845	6729	hp
Fuel-1	2.707	2.707	2707	mmscfd
Fuel-2	4	4	4	mmscfd
sales gas	165.2	149.5	133.3	mmscfd
Performance Comp.	OK	OK	SURGING	

Pada Tabel 4.3. menunjukkan performa kompresor tidak efektif lagi untuk mengkompresi gas secara paralel pada tekanan dibawah 270 psig dengan satu

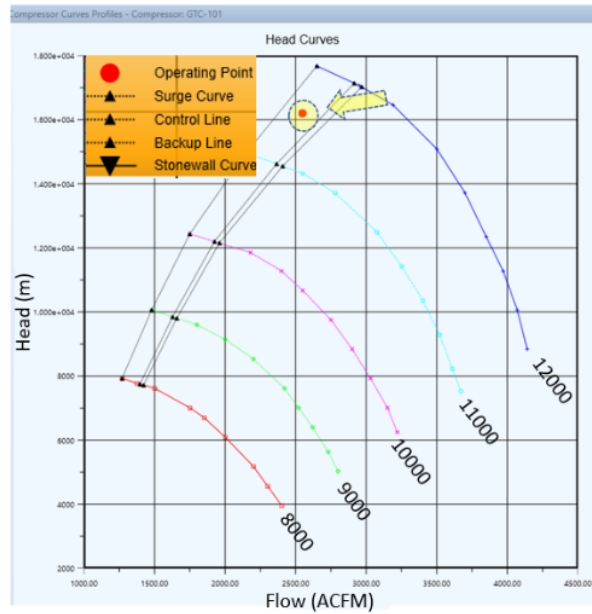
kompresi. Indikasi tidak efektif terlihat dari grafik kurva performa kompresor pada gambar 4.5c dimana titik operasi berwarna merah berada di sebelah kiri *surge line* yang menandakan kompresor dalam keadaan *surging* (kekurangan gas masuk). (Yoon et al., 2013, p. 8) Grafik performa kompresor untuk menentukan batas operasi kompresor paralel single stage ditunjukkan pada gambar 4.5a, 4.5b dan 4.5c.



**Gambar 4.5a** Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 318 psig laju alir 198 mmscfd.



**Gambar 4.5b** Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 300 psig laju alir 184 mmscfd



**Gambar 4.5c** Grafik performa kompresor satu tahap pada tekanan 270 psig laju alir 166 mmscfd

#### 4.4. Simulasi kompresor pada tekanan isap kompresor 200 psig

Simulasi kompresor pada tekanan isap 200 psig dilakukan sebanyak tiga kali yaitu simulasi untuk menentukan laju alir maksimum gas yang akan melewati kompresor dengan konfigurasi 2LP-1HP, simulasi untuk menentukan laju alir minimum gas yang akan melewati kompresor dengan konfigurasi 2LP-1HP dan simulasi untuk menentukan laju alir minimum gas yang akan melewati kompresor dengan konfigurasi 1LP-1HP.

##### 4.4.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 200 psig

Hasil simulasi penentuan kapasitas maksimum kompresor pada tekanan isap 200 psig ditunjukkan pada tabel 4.4.

**Tabel 4.4.** Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 200 psig 2LP-1HP

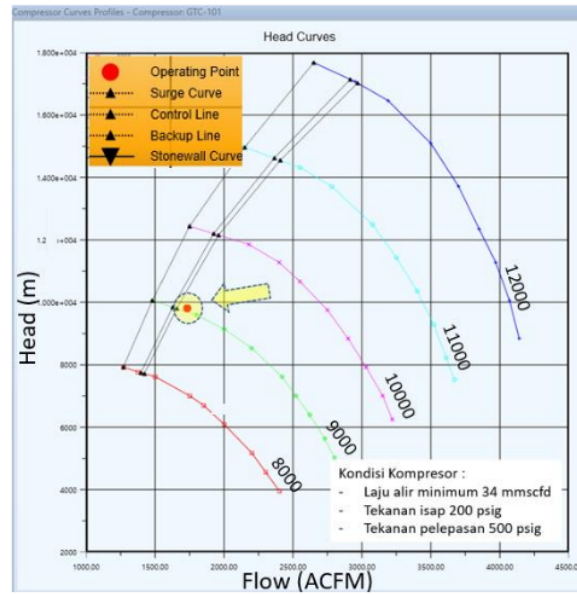
Operating Parameter	Unit	LP Compressor	HP Compressor
Suction Pressure	psig	200	485
Discharge Pressure	psig	500	1280
Discharge Temperature	oF	278	292
Max. Capacity	MMscfd	73.82	125.9
Power	HP	4626	<b>7961</b>
Speed	RPM	<b>11490</b>	10100
Threshold		<p style="text-align: center;">Max Power is 8000 HP            Max Speed is 11500 RPM            Max. Disch. Temp. is 330 °F (current TAH @335 °F)</p>	
Remark		Limited by speed Comp.	Limited by Power Comp.



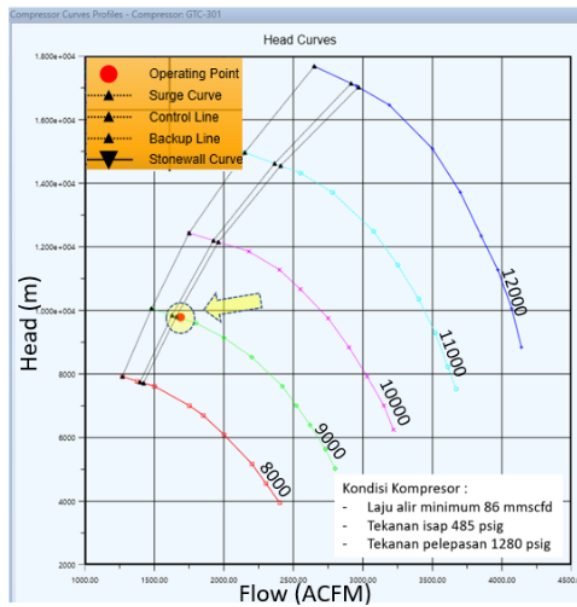
Dari hasil simulasi pada tabel 4.4. menunjukkan pada tekanan 200 psig satu unit kompresor LP mampu mengolah atau mengkompresi gas sebanyak 73.82 mmscfd (setara dengan 181 mmscfd total gas basah) dengan dibatasi oleh kecepatan maksimum desainnya. Pada kompresor HP kapasitas maksimum pada tekanan ini adalah 125.9 mmscfd (setara 154 mmscfd total gas basah) dengan dibatasi oleh daya kompresor, sehingga batasan maksimum operasional produksi gas pada tekanan 200 psig adalah sebesar 125.9 mmscfd. Berdasarkan data dari *subsurface* di gambar 1.1 menunjukkan mode operasi 200 psig bisa diimplementasikan di awal tahun 2022 akan tetapi karena fasilitas belum siap dan studi ini baru dimulai tahun 2021 maka implementasi mode operasi seri baru bisa diimplementasikan tahun 2023 dimana laju alir pada tahun tersebut diperkirakan sebesar 124 mmscfd berdasarkan data dari *subsurface*.

Perhitungan kapasitas peralatan di hitung berdasarkan simulasi kompresor pada saat instalasi peralatan selesai dimana pada saat instalasi selesai dan siap digunakan yaitu pada awal tahun 2023 dimana laju alir pada saat itu adalah sebesar 124 mmscfd (gas basah) tekanan 200 psig.

Hasil simulasi kompresor untuk menentukan laju alir gas minimum yang melewati kompresor pada tekanan isap 200 psig ditunjukkan pada gambar 4.6.



**Gambar 4.6a.** Grafik performa LP kompresor pada laju alir minimum tekanan isap 200 psig



**Gambar 4.6b.** Grafik performa HP kompresor pada laju alir minimum tekanan isap 200 psig

#### 4.4.2. Simulasi kompresor untuk menentukan batas mode paralel-seri dan mode seri pada kompresor dengan tekanan isap 200 psig

Hasil Simulasi pada kompresor dengan tekanan isap 200 psig dan mode operasi 2LP-1HP menunjukkan laju alir minimum kompresor sebesar 81 mmscfd menyebabkan surging pada unit kompresor, sehingga mode operasi 2LP-1HP tidak aman dijalankan pada kondisi ini, namun jika kompresor dijalankan dengan mode operasi 1LP-1HP tidak ada kendala pada performa kompresor.

#### 4.4.3. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 200 psig

Hasil perhitungan kecepatan fluida (*velocity*) dan waktu tinggal fluida (*retention time*) pada bejana separator dan scrubber ditunjukkan oleh tabel 4.5. Hasil perhitungan momentum fluida pada separator dan scrubber ditunjukkan pada tabel 4.6. dan hasil pengecekan kelayakan cooler ditunjukkan tabel 4.7. Hasil perhitungan kapasitas perpipaan pada tekanan 200 psig selengkapnya terdapat di lampiran 2a. penelitian ini

**Tabel 4.5.** Hasil pengecekan *velocity* dan *retention time* separator dan scrubber pada tekanan 200 psig

Equipment	Tag Number	Velocity Check			Retention Time Check		
		Max Allowable Velocity	Calculated Velocity	Result	Retention Time Criteria	Retention Time	Result
		(m/s)	(m/s)		(minutes)	(minutes)	
Inlet Separator Train-1	V-101	0.83	0.19	OK	5	18.7	OK
Inlet Separator Train-2	V-201	0.83	0.25	OK	5	13.7	OK
Inlet Separator Train-3	V-301	0.84	0.41	OK	5	8.4	OK
Suction Scrubber Train-1 LP Comp	V-102	0.76	0.35	OK	5	868	OK

Suction Scrubber Train-2 LP Comp	V-202	0.76	0.35	OK	5	868	OK
Interstage Scrubber Train-3 HP Comp	V-302	0.52	0.34	OK	5	435	OK
Discharge Scrubber HP Comp	V-402	0.33	0.19	OK	5	326	OK

**Tabel 4.6.** Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber pada tekanan 200 psig

Tag No.	Inlet Nozzle Adequacy Check				Outlet Nozzle Adequacy Check			
	Size	Max Allowable $\rho v^2$	Calculated $\rho v^2$	Result	Size	Max Allowable $\rho v^2$	Calculated $\rho v^2$	Result
	(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )		(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )	
V-101	12	8,000	1,251	OK	12	3,750	1,093	OK
V-201	14	8,000	2,319	OK	14	3,750	2,026	OK
V-301	18	8,000	512	OK	20	3,750	448	OK
V-102	18	4,000	709	OK	20	3,750	709	OK
V-202	18	4,000	709	OK	20	3,750	709	OK
V-302	18	4,000	1,365	OK	20	3,750	1,365	OK
V-402	24	4,000	307	OK	24	3,750	307	OK

**Tabel 4.7.** Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 200 psig

No	Tag Number	Criteria					
		Required Duty	Available Duty	Result	Required UA	Available UA	Result
		MMBtu/hr	MMBtu/hr		Btu/hr.oF	Btu/hr.oF	
1	E-101 A/B	15.49	50	OK	146,504	847,457	OK
2	E-201 A/B	21.08	32	OK	213,980	379,078	OK
3	E-301 A/B	32.97	73	OK	413,191	915,889	OK
4	E-102/202 A/B	8.73	29	OK	116,471	484,346	OK
5	E-302 A/B	20.98	29	OK	344,636	484,346	OK

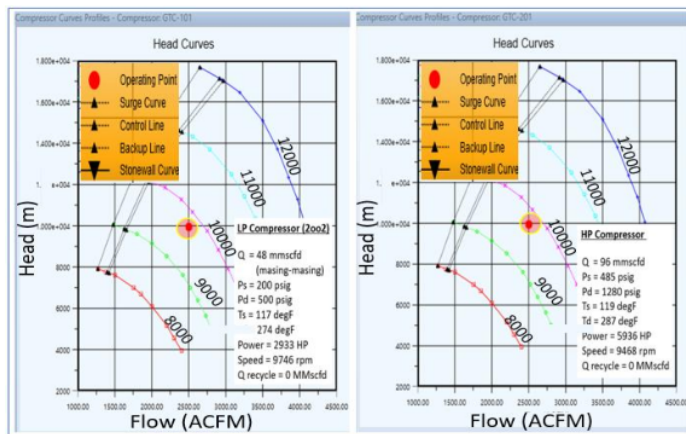
Berdasarkan simulasi yang dilakukan terhadap peralatan permukaan pada tekanan isap 200 psig menunjukkan hasil perhitungan *velocity* fluida, *retention time*

dan momentum fluida pada *separator* dan *scrubber* masih berada dibawah maksimum peralatan yang diijinkan. Hasil perhitungan beban pendinginan yang dibutuhkan *cooler* juga masih dibawah kapasitas cooler sehingga mode operasi seri tekanan isap 200 psig bisa diimplementasikan dalam fasilitas di dalam pabrik pengolahan PT. Z.

#### 4.4.4. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan isap 200 psig

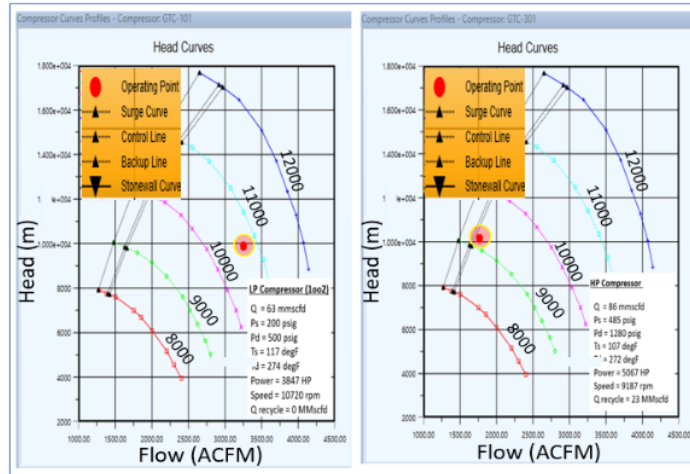
Simulasi ini bertujuan untuk menentukan parameter operasi yang direkomendasikan untuk dijalankan pada saat tekanan isap kompresor 200 psig dengan batasan laju alir awal 124 mmscfd (awal *start up*) dan diakhiri dengan kapasitas minimum kompresor hasil simulasi pada sub bab 4.4.1.

Hasil simulasi performa kompresor untuk menentukan awal dan akhir operasi plant pada tekanan isap kompresor 200 psig ditunjukkan pada gambar 4.7a dan gambar 4.7b.



**Gambar 4.7a.** Grafik performa kompresor pada titik awal operasi kompresor pada saat tekanan isap 200 psig.

Berdasarkan hasil simulasi performa kompresor pada tekanan 200 psig maka diperoleh parameter operasi kompresor yang aman seperti pada tabel 4.8.



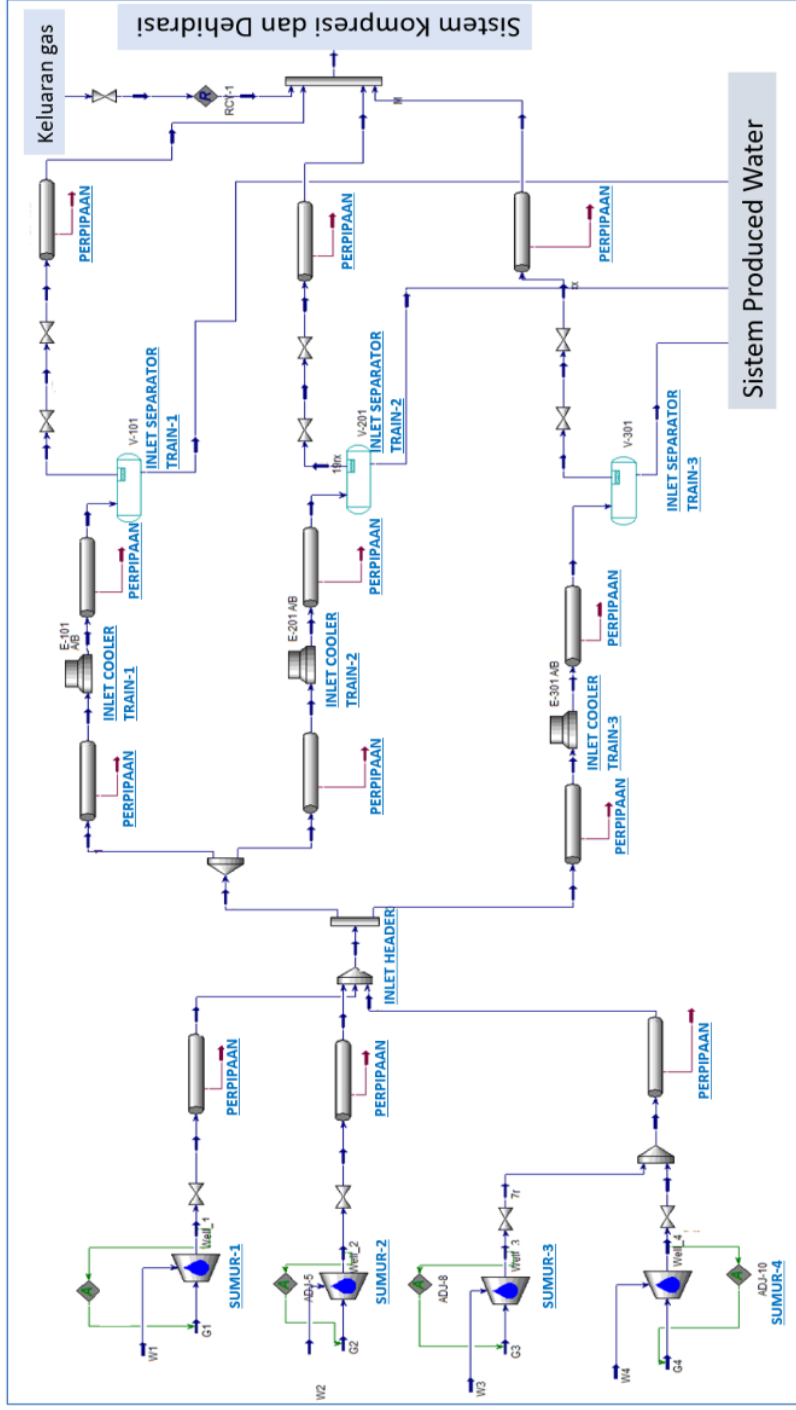
**Gambar 4.7b.** Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi kompresor pada saat tekanan isap 200 psig.

**Tabel 4.8.** Parameter operasi kompresor tekanan isap 200 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS

Parameter Operasi	Unit	Awal		Akhir	
		LP Comp.	HP Comp.	LP Comp.	HP Comp.
Mode Operasi		2LP-1HP		1LP-1HP	
Laju Alir gas	mmscfd	48	96	63	86
Tek. Masuk Komp.	psig	200	485	200	485
Tek. Keluar Komp.	psig	500	1280	500	1280
Temp. Masuk Komp.	°F	117	119	117	107
Temp. Keluar Komp.	°F	274	287	274	272
Tenaga	HP	2933	5936	3847	5067
Kecepatan	rpm	9746	9468	10720	9187
Laju alir Recycle	mmscfd	0	0	0	23
Gas dari Sumur	mmscfd	124		81	
Eksport Gas	mmscfd	90		57	

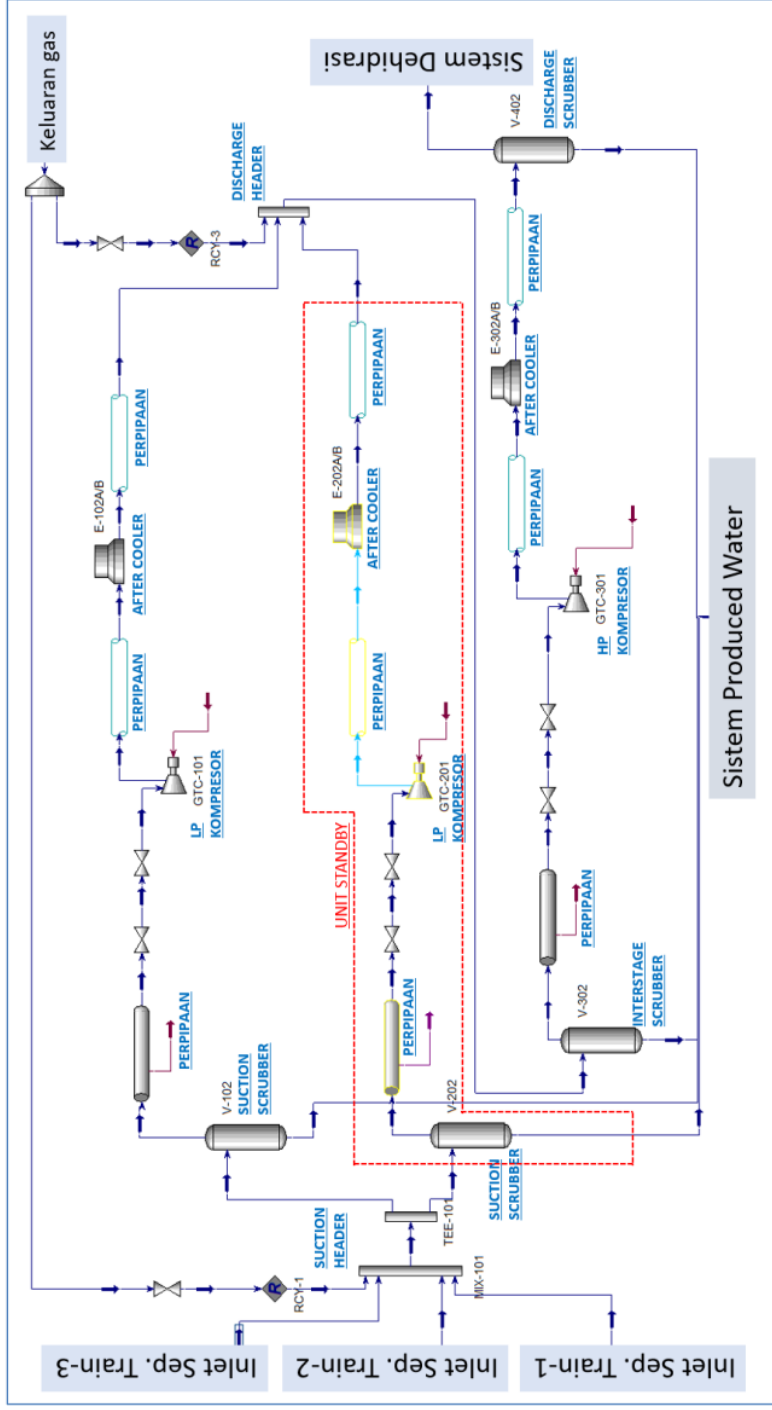
#### **4.5. Pemodelan dan simulasi pada tekanan isap kompresor 165 psig**

Konfigurasi kompresor pada tekanan 165 psig adalah 1L-1H dimana satu kompresor sebagai booster dan satu kompresor yang lain sebagai kompresor utama. Hasil Pemodelan fasilitas pada tekanan 165 psig seperti pada gambar 4.8a, gambar 4.8.b dan gambar 4.8c.

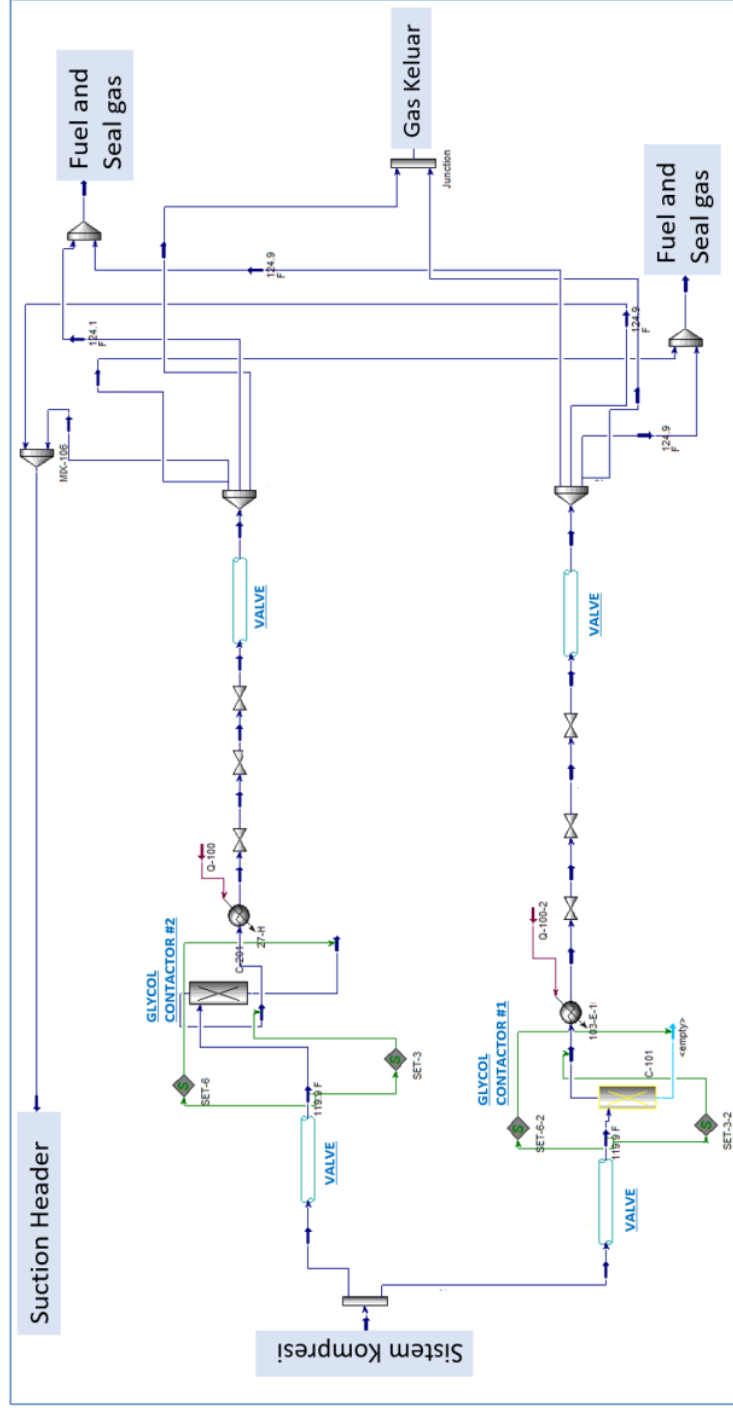


Gambar 4.8a. Model operasi pabrik 165 psig LP-IHP bagian pendinginan dan pemisahan awal





Gambar 4.8b. Model operasi pabrik 165 psig 1LP-IHP bagian kompresi



Gambar 4.8c. Model operasi pabrik 165 psig 1LP-1P bagian dehidrasi

Hasil Pemodelan pada tekanan 165 psig selanjutnya digunakan untuk simulasi proses menggunakan HYSYS dengan merubah aliran masuk kompresor untuk mendapatkan performa kompresor yang optimal.

Simulasi dibagi menjadi dua tahap yaitu simulasi untuk mendapatkan laju alir maksimum yang melewati kompresor dan laju alir minimumnya.

#### 4.5.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 165 psig

Hasil simulasi kompresor untuk menentukan kapasitas maksimum kompresor beroperasi pada tekan isap 165 psig ditunjukkan pada tabel 4.9.

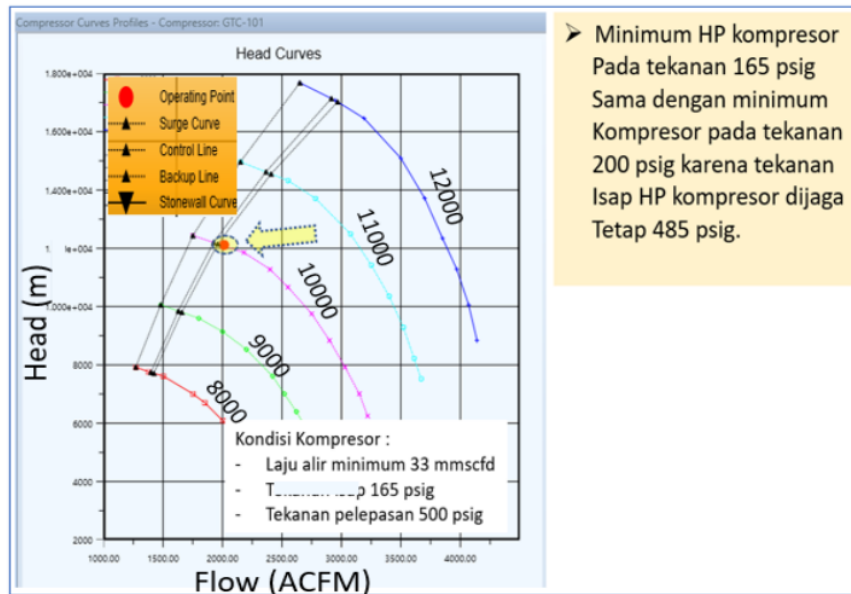
**Tabel 4.9.** Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 165 psig

Operating Parameter	unit	LP Compressor	HP Compressor
Suction Pressure	psig	165	485
Discharge Pressure	psig	500	1280
Max. Capacity	MMscfd	58	133
Discharge Temperature	°F	308	263
Power	HP	4339	7992
Speed	RPM	11490	9932
Threshold		Max. Power is 8000 HP Max Speed is 11500 rpm Max. disch temp. is 330 °F	
Remark		Limited by speed	Limited by power

Dari hasil simulasi pada tabel 4.9 menunjukkan kapasitas maksimum kompresor LP mengkompresi gas adalah sebesar 58 mmscfd (setara dengan 81.6 mmscfd gas basah) dengan dibatasi oleh *speed* kompresor sedangkan kapasitas maksimum kompresor HP sebesar 134 mmscfd dibatasi oleh daya mesin

kompressor, sehingga kapasitas maksimum operasi plant sebesar 81 mmscfd gas basah. Perhitungan kapasitas peralatan berdasarkan tekanan 165 psig dan 81 mmscfd

Hasil simulasi kompressor untuk menentukan laju alir gas minimum yang melewati kompressor pada tekanan isap 165 psig ditunjukkan pada gambar 4.9.



**Gambar 4.9.** Performa LP dan HP kompressor pada laju alir minimum kompressor pada tekanan isap 165 psig

#### 4.5.2. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 165 psig

Hasil perhitungan kecepatan fluida (*velocity*) dan waktu tinggal fluida (*retention time*) pada bejana separator dan scrubber ditunjukkan oleh tabel 4.10. Hasil perhitungan momentum fluida pada separator dan scrubber ditunjukkan pada tabel 4.11. dan hasil pengecekan kelayakan cooler ditunjukkan tabel 4.12. Hasil

perhitungan kapasitas perpipaan pada tekanan 165 psig selengkapnya terdapat di lampiran 2a. penelitian ini

**Tabel 4.10.** Hasil pengecekan *velocity* dan *retention time* separator dan scrubber pada tekanan 165 psig

Equipment	Tag No.	Velocity Check			Retention Time Check		
		Max Allowable Velocity	Cal. Velocity	Result	Retention Time Criteria	Retention Time	Result
		(m/s)	(m/s)		(min)	(min)	
Inlet Separator Train-1	V-101	0.9	0.14	OK	5	21.3	OK
Inlet Separator Train-2	V-201	0.9	0.2	OK	5	17.5	OK
Inlet Separator Train-3	V-301	0.91	0.32	OK	5	10.7	OK
Suction Scrubber Train-1 LP Comp	V-102	0.83	0.5	OK	5	730	OK
Suction Scrubber Train-2 LP Comp	V-202	0.83	0.5	OK	5	730	OK
Interstage Scrubber Train-3 HP Comp	V-302	0.52	0.3	OK	5	488	OK
Discharge Scrubber HP Comp	V-402	0.32	0.17	OK	5	230	OK

**Tabel 4.11.** Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber tekanan 165 psig

Tag No.	Inlet Nozzle Adequacy Check				Outlet Nozzle Adequacy Check			
	Size	Max Allowable $\rho v^2$	Calculated $\rho v^2$	Result	Size	Max Allowable $\rho v^2$	Calculated $\rho v^2$	Result
	(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )		(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )	
V-101	12	8,000	661	OK	12	3,750	554	OK
V-201	14	8,000	1,206	OK	14	3,750	1,028	OK
V-301	18	8,000	267	OK	20	3,750	228	OK
V-102	18	4,000	1,200	OK	20	3,750	1,200	OK
V-202	18	4,000	1,200	OK	20	3,750	1,200	OK
V-302	18	4,000	1,084	OK	20	3,750	1,084	OK
V-402	24	4,000	244	OK	24	3,750	244	OK

**Tabel 4.12.** Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 165 psig

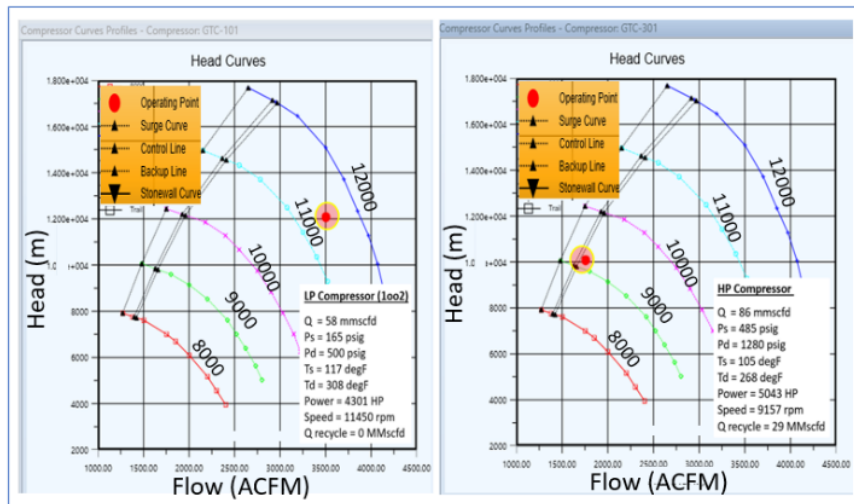
No	Tag No.	Criteria					
		Required Duty	Available Duty	Result	Required UA	Available UA	Result
		MMBtu/hr	MMBtu/hr		Btu/hr.oF	Btu/hr.oF	
1	E-101 A/B	12.42	50	OK	111,369	847,457	OK
2	E-201 A/B	16.91	32	OK	159,321	379,078	OK
3	E-301 A/B	26.46	73	OK	284,446	915,889	OK
4	E-102/201 A/B	12.79	29	OK	161,144	484,346	OK
5	E-301 A/B	16.42	29	OK	262,644	484,346	OK

Berdasarkan simulasi yang dilakukan terhadap peralatan permukaan pada tekanan 165 psig menunjukkan hasil perhitungan *velocity* fluida, *retention time* dan momentum fluida pada *separator* dan *scrubber* masih berada dibawah maksimum peralatan yang diijinkan. Hasil perhitungan beban pendinginan yang dibutuhkan *cooler* juga masih dibawah kapasitas cooler sehingga mode operasi seri tekanan isap 165 psig bisa diimplementasikan dalam fasilitas di dalam pabrik pengolahan gas PT. Z.

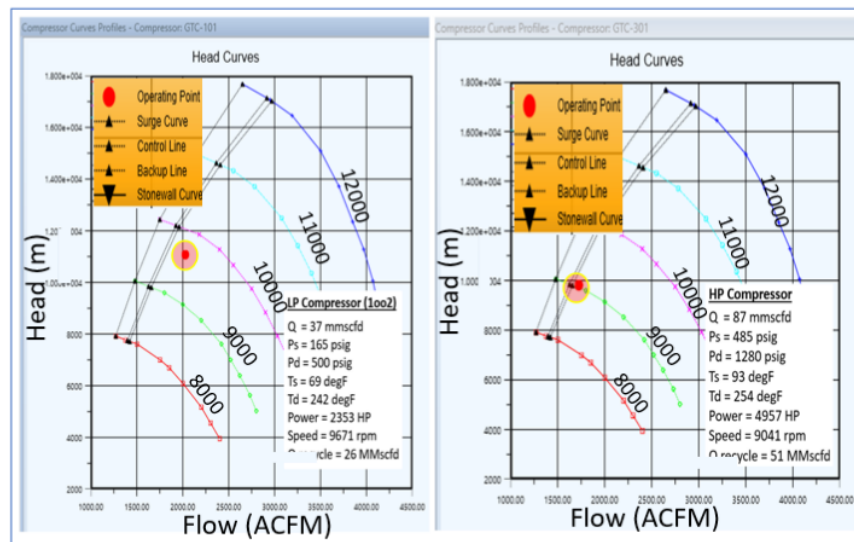
#### 4.5.3. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan isap 165 psig

Simulasi ini bertujuan untuk menentukan parameter operasi yang direkomendasikan untuk dijalankan pada saat tekanan isap kompresor 165 psig dengan laju alir awal 81 mmscfd (gas basah) dan diakhiri dengan laju alir 15 mmscfd

Hasil simulasi penentuan awal dan akhir operasi plant pada tekanan isap kompresor 165 psig ditunjukkan pada gambar 4.10a dan gambar 4.10b.



**Gambar 4.10a.** Grafik performa kompresor pada titik awal operasi kompresor pada saat tekanan isap 165 psig.



**Gambar 4.10b.** Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi kompresor pada saat tekanan isap 165 psig

Berdasarkan hasil simulasi performa kompresor pada tekanan 165 psig maka diperoleh parameter operasi kompresor yang aman seperti pada tabel 4.13.

**Tabel 4.13.** Parameter operasi kompresor tekanan isap 165 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS

Parameter Operasi	Unit	Awal		Akhir	
		LP Comp.	HP Comp.	LP Comp.	HP Comp.
Mode Operasi		1LP-1HP			
Laju Alir gas	mmscfd	58	86	37	87
Tek. Masuk Komp.	psig	165	485	165	485
Tek. Keluar Komp.	psig	500	1280	500	1280
Temp. Masuk Komp.	°F	117	105	69	93
Temp. Keluar Komp.	°F	308	268	242	254
Tenaga	HP	4301	5043	2353	4957
Kecepatan	rpm	11450	9157	9671	9041
Laju alir Recycle	mmscfd	0	29	26	51
Gas dari Sumur	mmscfd	81		15	
Eksport Gas	mmscfd	15		3.7	

#### 4.6 Pemodelan dan simulasi pada tekanan isap kompresor 100 psig

Konfigurasi kompresor pada tekanan 100 psig adalah 1L-1H dimana satu kompresor sebagai booster dan satu kompresor yang lain sebagai kompresor utama. Pemodelan proses operasi tekanan isap kompresor 165 dan tekanan isap kompresor 100 psig adalah sama karena konfigurasinya sama.

##### 4.6.1. Simulasi kompresor untuk menentukan laju alir maksimum dan minimum kompresor pada tekanan isap 100 psig

Hasil simulasi kompresor untuk menentukan kapasitas maksimum kompresor beroperasi pada tekan isap 100 psig ditunjukkan pada tabel 4.14.

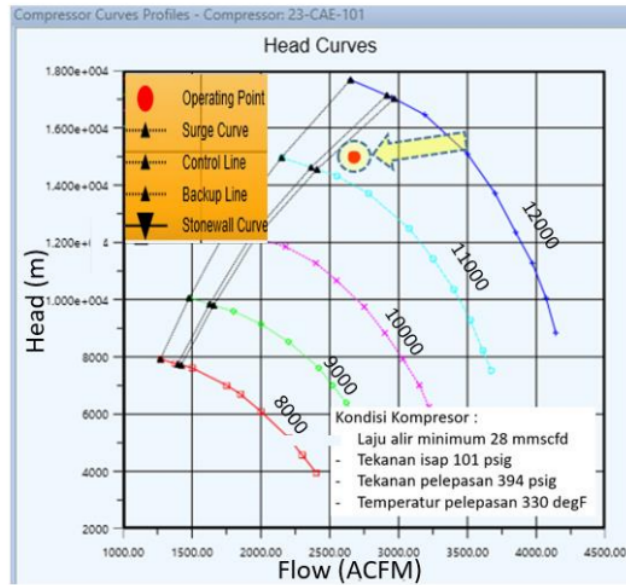


**Tabel 4.14.** Hasil simulasi kapasitas maksimum operasi kompresor pada tekanan operasi 100 psig

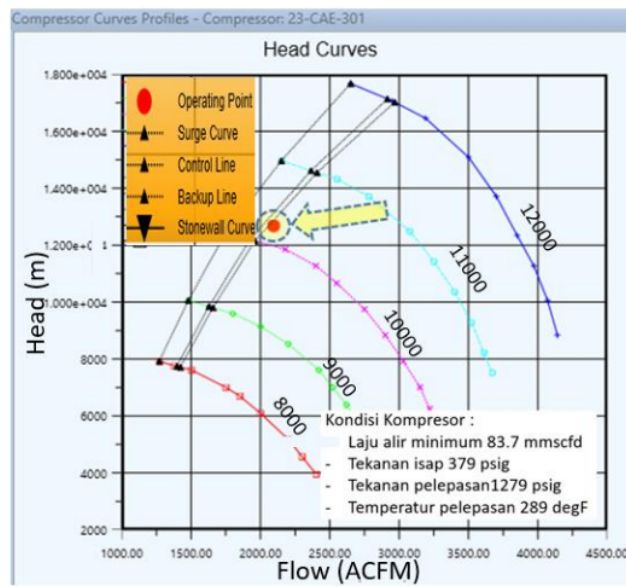
Operating Parameter	Unit	LP Compressor	HP Compressor
Suction Pressure	psig	101	379
Discharge Pressure	psig	394	1279
Discharge Temperature	oF	321	291
Max. Capacity	MMscfd	32.4	105.0
Power	HP	2864	<b>7936</b>
Speed	RPM	<b>11500</b>	10650
Threshold		Max Power is 8000 HP Max Speed is 11500 RPM Max. Disch. Temp. is 330 °F (current TAH @335 °F)	
Remark		Limited by speed Comp.	Limited by Power Comp.

Dari hasil simulasi pada tabel 4.14 menunjukkan kapasitas maksimum kompresor LP mengkompresi gas pada tekanan isap 100 psig adalah sebesar 32.4 mmscfd (setara dengan 37.2 mmscfd gas basah) dengan dibatasi oleh *speed* kompresor. Kapasitas maksimum kompresor HP sebesar 105.0 mmscfd dibatasi oleh daya mesin kompresor, sehingga batasan maksimum operasional produksi gas pada tekanan 165 psig adalah sebesar 32.4 mmscfd. Berdasarkan data dari *subsurface* pada saat tekanan 100 psig kemampuan maksimum aliran gas sumur adalah 15 mmscfd, sehingga acuan perhitungan ulang peralatan permukaan didasarkan simulasi tekanan isap kompresor 100 psig dan aliran gas basah 15 mmscfd.

Hasil simulasi kompresor untuk menentukan laju alir gas minimum yang melewati kompresor pada tekanan isap 100 psig ditunjukkan pada gambar 4.11a dan gambar 4.11b.



**Gambar 4.11a.** Grafik performa LP kompresor pada laju alir minimum pada tekanan isap 100 psig



**Gambar 4.11b.** Grafik performa HP kompresor pada laju alir minimum pada tekanan isap 100 psig

#### 4.6.2. Perhitungan kapasitas peralatan permukaan pada tekanan 100 psig

Hasil perhitungan kecepatan fluida (*velocity*) dan waktu tinggal fluida (*retention time*) pada bejana separator dan scrubber ditunjukkan oleh tabel 4.15.

Hasil perhitungan momentum fluida pada separator dan scrubber ditunjukkan pada tabel 4.16. dan hasil pengecekan kelayakan cooler ditunjukkan tabel 4.17. Hasil perhitungan kapasitas perpipaan pada tekanan 165 psig selengkapnya terdapat di lampiran 2b. penelitian ini

**Tabel 4.15.** Hasil pengecekan *velocity* dan *retention time* separator dan scrubber pada tekanan 100 psig

Equipment	Tag No.	Velocity Check			Retention Time Check		
		Max Allowable Velocity	Calculated Velocity	Result	Retention Time Criteria	Retention Time	Result
		(m/s)	(m/s)		(min)	(min)	
Inlet Sep. Train-1	V-101	1.09	0.04	OK	5	92	OK
Inlet Sep. Train-2	V-201	1.09	0.05	OK	5	67	OK
Inlet Sep. Train-3	V-301	1.11	0.09	OK	5	41	OK
Suction Scrubber Train-1 LP Comp	V-102	1.14	0.36	OK	5	1563	OK
Suction Scrubber Train-2 LP Comp	V-202	1.14	0.36	OK	5	1563	OK
Interstage Scrubber	V-302	0.55	0.33	OK	5	495	OK
Discharge Scrubber HP Comp	V-402	0.28	0.15	OK	5	231	OK

**Tabel 4.16.** Hasil pengecekan momentum separator dan scrubber pada tekanan 165 psig

Tag No.	Inlet Nozzle Adequacy Check				Outlet Nozzle Adequacy Check			
	Size	Max Allowable $r u^2$	Calculated $r u^2$	Result	Size	Max Allowable $r u^2$	Calculated $r u^2$	Result
	(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )		(in)	(kg.m/s <sup>2</sup> )	(kg.m/s <sup>2</sup> )	
V-101	12	8,000	34	OK	12	3,750	28	OK
V-201	14	8,000	64	OK	14	3,750	51	OK
V-301	18	8,000	14	OK	20	3,750	11	OK
V-102	18	4,000	410	OK	20	3,750	410	OK
V-202	18	4,000	410	OK	20	3,750	410	OK
V-302	18	4,000	1,163	OK	20	3,750	1,163	OK
V-402	24	4,000	221	OK	24	3,750	221	OK

**Tabel 4.17.** Hasil pengecekan kelayakan cooler pada tekanan 100 psig

No	Tag No.	Criteria					
		Required Duty	Available Duty	Result	Required UA	Available UA	Result
		MMBtu/hr	MMBtu/hr		Btu/hr.oF	Btu/hr.oF	
1	E-101 A/B	2.006	50	OK	17,325	847,457	OK
2	E-201 A/B	2.735	32	OK	23,767	379,078	OK
3	E-301 A/B	4.309	73	OK	37,932	915,889	OK
4	E-102/202 A/B	4.936	29	OK	59,533	484,346	OK
5	E-302 A/B	18.18	29	OK	277,509	484,346	OK

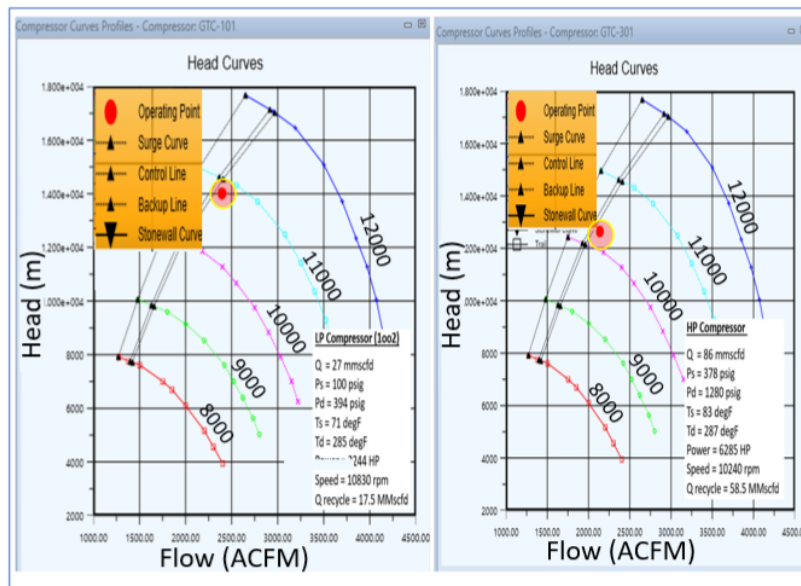
Berdasarkan simulasi yang dilakukan terhadap peralatan permukaan pada tekanan 100 psig menunjukkan hasil perhitungan *velocity* fluida, *retention time* dan momentum fluida pada *separator* dan *scrubber* masih berada dibawah maksimum peralatan yang diijinkan. Hasil perhitungan beban pendinginan yang dibutuhkan *cooler* juga masih dibawah kapasitas cooler sehingga mode operasi seri tekanan isap 100 psig bisa diimplementasikan dalam fasilitas di dalam pabrik pengolahan gas PT. Z.

#### 4.6.3. Simulasi penentuan awal dan akhir laju alir kompresor pada tekanan

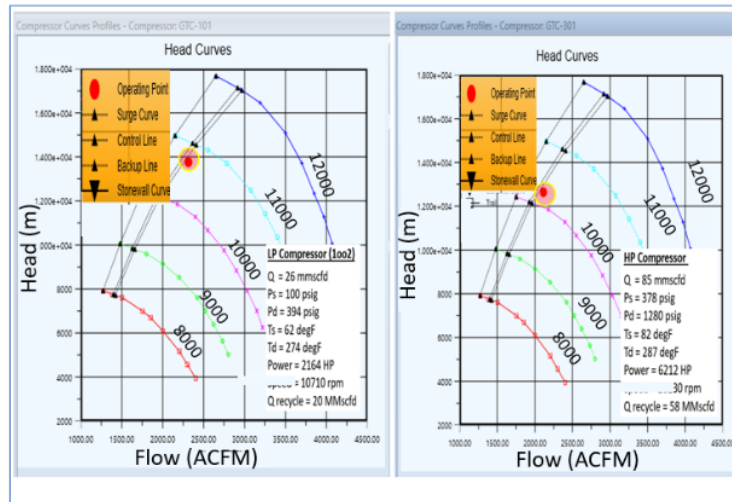
##### isap 100 psig

Simulasi ini bertujuan untuk menentukan parameter operasi yang direkomendasikan untuk dijalankan pada saat tekanan isap kompresor 100 psig dengan laju alir awal 15 mmscfd (gas basah) dan diakhiri dengan laju alir 12 mmscfd dibatasi oleh nilai keekonomisan produksi gas yaitu minimum 1 mmscfd

Hasil simulasi penentuan awal dan akhir operasi plant pada tekanan isap kompresor 100 psig ditunjukkan pada gambar 4.12a dan gambar 4.12b.



**Gambar 4.12a.** Grafik performa kompresor pada titik awal operasi pada saat tekanan isap 100 psig.



**Gambar 4.12b.** Grafik performa kompresor pada titik akhir operasi pada saat tekanan isap 100 psig.

Berdasarkan hasil simulasi performa kompresor pada tekanan 100 psig maka diperoleh parameter operasi kompresor yang aman seperti pada tabel 4.18.

**Tabel 4.18.** Parameter operasi kompresor tekanan isap 100 psig yang direkomendasikan berdasarkan simulasi HYSYS

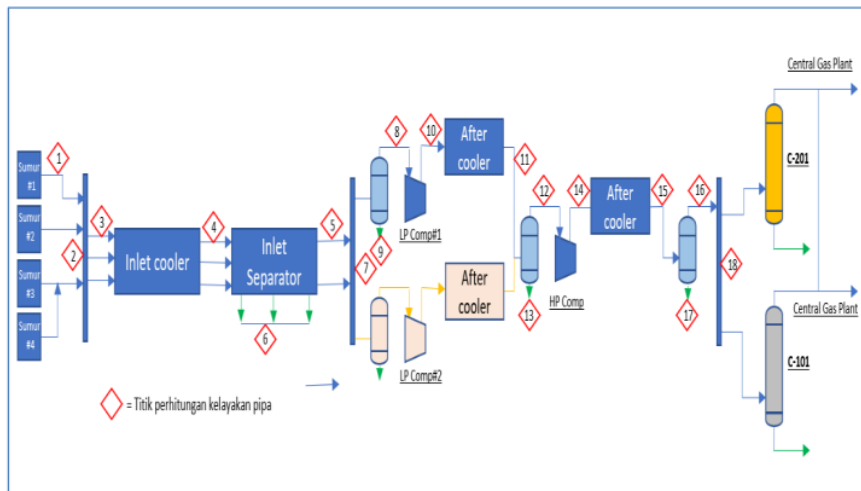
Parameter Operasi	Unit	Awal		Akhir	
		LP Comp.	HP Comp.	LP Comp.	HP Comp.
Mode Operasi		1LP-1HP			
Laju Alir gas	mmscfd	27	86	26	85
Tek. Masuk Komp.	psig	100	378	100	378
Tek. Keluar Komp.	psig	394	1280	394	1280
Temp. Masuk Komp.	°F	71	83	62	82
Temp. Keluar Komp.	°F	285	287	274	287
Tenaga	HP	2244	6285	2164	6212
Kecepatan	rpm	10830	10240	10710	10230
Laju alir Recycle	mmscfd	17.5	58.5	20	58
Gas dari Sumur	mmscfd	15		10	
Eksport Gas	mmscfd	3.9		1	

#### 4.7. Penentuan titik perhitungan kelayakan pipa proses

Titik perhitungan pada pipa yang akan dihitung kelayakannya ditunjukkan pada gambar 4.13. Titik perhitungan pipa ini berdasarkan pada P&ID pada unit pengolahan gas PT. Z terbaru.

Berdasarkan dari hasil perhitungan *velocity* fluida pada perpipaan satu fasa dan dua fasa saat kompresor beroperasi pada tekanan isap 200 psig, 165 psig dan 100 psig menunjukkan nilai *velocity* fluida masih dibawah *erosional velocity* pipa (untuk aliran dua fasa) sedangkan untuk aliran satu fasa adalah dibawah 60 ft/s untuk fasa gas dan 15 ft/s untuk fasa cair, sehingga layak untuk diimplementasikan.

Penurunan tekanan per 100 ft pada mode operasi kompresor seri pada tekanan isap kompresor 200 psig hingga 100 psig menunjukkan nilai perhitungan berada dibawah standar maksimum API RP 14E untuk semua perpipaan proses pada tekanan operasi yang disimulasikan.



**Gambar 4.13.** Titik perhitungan pipa yang akan dihitung kelayakannya

#### 4.8. Pemeriksaan Peralatan permukaan yang lain

##### 4.8.1. Pemeriksaan kapasitas *Glycol Contactor* dan *Glycol Regeneration*

###### *System*

Pengujian kapasitas Glycol Contactor dan Glycol Regeneration System train-1 dan train-2 pernah dilakukan oleh PT.Z pada tahun 2012 dan tahun 2014. Berdasarkan pengujian kapasitas sistem glikol train-1 dan train-2 mampu mengolah gas hidrokarbon basah dari sumur hingga 310 mmscfd dan menghasilkan gas kering sebesar 170 mmscfd setiap train dengan parameter standard yang diijinkan. Hasil pengujian kapasitas sistem glikol train-1 dan train-2 ditunjukkan pada tabel 4.19.

**Tabel 4.19.** Hasil uji kapasitas sistem glikol di PT. Z

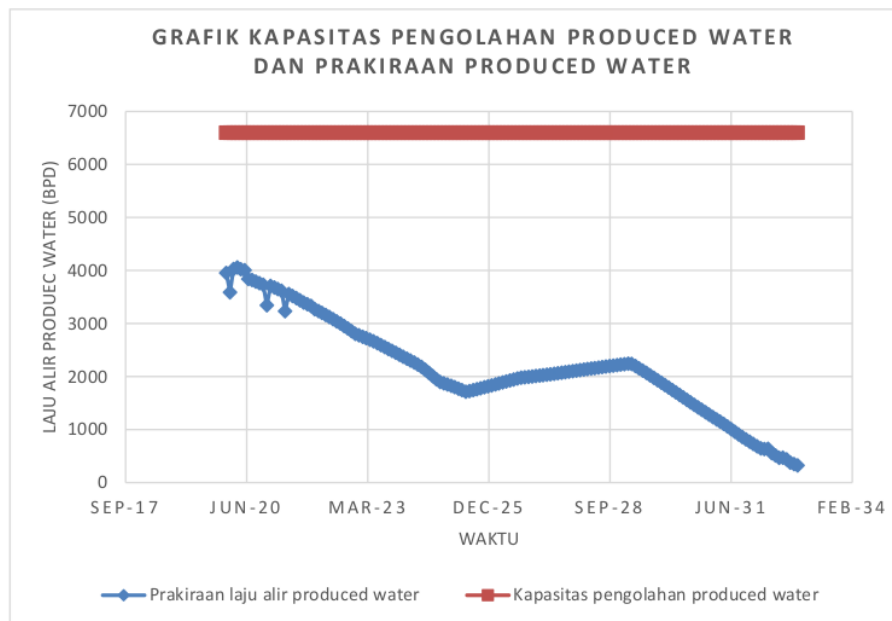
No	Sistem	Tanggal diujikan	Laju alir gas kering	Laju alir sirkulai glikol	Dew Point	Temp. Reboiler
			MMscfd	gpm	lb/MMscf	°F
1	Sistem Glikol Train-1	8-14 Agustus 2012	170	12 (rata-rata)	8.6 (maks.)	380 (rata-rata)
2	Sistem Glikol train-2	30-31 Agustus 2014	170	22 (minimum beban motor pompa)	5.6 (maks.)	370 (rata-rata)

Berdasarkan hasil uji diatas, *glycol dehydration system* bisa dipastikan mampu untuk mengolah gas dari sumur selama periode penurunan tekanan isap 200 psig hingga 100 psig karena kapasitas sistem glycol masih diatas produksi gas dari sumur yaitu 124 mmscfd pada tekanan 200 psig.



#### 4.8.2. Pemeriksaan kapasitas *Produced Water System*

Berdasarkan data subsurface dari departemen *well operation*, *produced water* yang dihasilkan dari sumur merupakan air jenuh bukan air formasi sehingga tidak akan menambah volume produksi air dari dalam sumur. Kapasitas unit pengolahan *produced water* di PT. Z adalah sebesar 6600 BPD. Berdasarkan prakiraan subsurface laju alir *produced water* hingga tahun 2032 masih berada dibawah desain kapasitas maksimumnya. Data dari *subsurface* di tunjukan pada gambar 4.14.



**Gambar 4.14.** Grafik hubungan laju alir *produced water* yang dihasilkan dan kapasitas pengolahannya (data subsurface)

Berdasarkan simulasi yang dilakukan dengan menggunakan HYSYS produksi air pada sistem *produced water* pada tekanan isap 200 psig sampai 100

psig masih dibawah desain maksimum kapasitas pengolahannya sehingga tidak memerlukan modifikasi unitnya. Perbandingan laju alir produksi air berdasarkan prakiraan *subsurface* dan *simulator* ditunjukkan pada tabel 4.20.

**Tabel 4.20.** Perbandingan prakiraan laju alir produced water menggunakan simulator dan dari data *subsurface*.

	Tekanan Operasi 200 psig		Tekanan Operasi 165 psig		Tekanan Operasi 100 psig	
	Awal	Akhir	Awal	Akhir	Awal	Akhir
	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD	BPD
Kapasitas Unit pengolahan Produced water	6600	6600	6600	6600	6600	6600
Produksi Air ( <i>produced water</i> ) berdasarkan simulasi	3624	2369	3170	612	733	508
Produksi air ( <i>produced water</i> ) berdasarkan prakiraan <i>subsurface</i>	2740	2227	2227	645	645	439

## 4.9. Biaya investasi

### 4.9.1. Biaya investasi *Re-staging compressor*

*Re-staging compressor* adalah penambahan unit kompresor baru sebagai stage kedua unit kompresor lama yang akan berfungsi menaikkan tekanan gas dari kompresor stage kesatu menjadi tekanan tinggi untuk transportasi gas ke *central gas plant*. Perkiraan biaya untuk proyek *re-staging compressor* ditunjukkan pada tabel 4.21. Secara umum biaya investasi meliputi biaya Engineering yaitu studi kelayakan, keselamatan, investasi dan desain detil engineering, biaya pembelian barang baik kompresor sebagai peralatan utama dan barang pendukung lainnya

seperti perpipaan, instrumentasi, kelistrikan dan bangunan. Biaya lainnya adalah biaya konstruksi diantaranya manpower, pembangunan fasilitas sementara selama proyek, biaya kontraktor dan biaya tambahan lainnya.

**Tabel 4.21.** Perkiraan biaya investasi re-staging compressor

Keterangan biaya	Harga, US\$	Keterangan
Engineering	931,564	EPC Detail Engineering
Procurement		
Major Engineering	6,261,093	2nd Stage Compressor, Anti Surge Valve, and Nitrogen (N2) for Dry Gas Seal Backup
Bulk Material	3,532,945	Piping, Instrument, Electrical, Civil & Structural
Construction	11,024,084	Direct Construction Manpower, Temporary Facility, Construction Equipment, and EPC Contractor PMT
General Support	3,649,658	Transportation, PPO, and Insurance
Total, US\$	25,399,344	

#### 4.9.2. Biaya pengeboran sumur baru

Anggaran belanja untuk pengeboran suatu sumur dikenal dengan AFE (*Authorization For Expenditure*). Komponen AFE terdiri dari biaya *tangible* dan *intangible*. Biaya *tangible* ini merupakan biaya yang dapat dihitung secara pasti penggunaannya, karena biaya ini tidak dipengaruhi oleh lamanya waktu pengeboran. Sedangkan biaya *intangible* merupakan biaya yang tidak pasti karena dipengaruhi lamanya waktu operasi pemboran berlangsung. Biaya pengeboran sumur baru secara keseluruhan adalah biaya total keseluruhan dalam suatu pengeboran yang terdiri dari biaya *dry hole* dan biaya kompleksi dimana masing-masing biaya memiliki komponen *tangible* dan *intangible*. Biaya *dry hole* adalah besarnya biaya yang dibutuhkan dalam suatu pengeboran sumur hingga tercapai kedalaman. Biaya

kompleksi adalah biaya yang dihitung sejak mulai running casing hingga selesai pekerjaan sumur. Biaya pengeboran sumur sangat dipengaruhi oleh konstruksi sumur, kapasitas rig yang digunakan, biaya material pemboran, biaya service dan lamanya waktu pemboran. Biaya eksplorasi sumur minyak dan gas bumi di Indonesia rata-rata US\$ 15 juta – US\$30 juta per sumur tergantung pada lokasi, teknologi yang digunakan dan kedalaman sumur.

#### 4.9.3. Biaya investasi modifikasi kompresor paralel menjadi seri

Perkiraan biaya investasi yang akan dikeluarkan untuk memodifikasi kompresor gas dari paralel menjadi seri relatif lebih kecil dibandingkan dengan *re-staging* kompresor dan pengeboran sumur baru. Komponen utama menghitung biaya modifikasi kompresor gas ini adalah material, detail engineering, *commissioning* dan *general support*. Perkiraan biaya modifikasi GTC paralel menjadi GTC seri ditunjukkan pada tabel 4.22.

**Tabel 4.22.** Perkiraan biaya modifikasi GTC paralel menjadi GTC seri

No.	Keterangan	Perkiraan Biaya (Rp.)	Perkiraan Biaya (USD)
1	Material: Pipa, valve, reducer, flange, Instrumentasi	21,848,200,000.00	1,517,236.11
	Modifikasi Control Logic dan dry seal gas	3,744,000,000.00	260,000.00
	Pengelasan, hidrotest, coating, pasang pipa, valve, scaffolding, sewa crane dan TMC, man Power	6,959,411,750.00	483,292.48
2	Detail Engineering	4,320,000,000.00	300,000.00
3	Commissioning	720,000,000.00	50,000.00
4	General Support	1,739,852,937.50	120,823.12
Total Biaya		39,331,464,687.50	2,731,351.71

## BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN

Berdasarkan simulasi proses menggunakan ASPEN HYSYS terhadap operasi pabrik PT Z. pada tekanan operasi dibawah tekanan minimum desain kompresor dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Operasi pabrik dengan konfigurasi paralel saat ini (tekanan isap kompresor 318 psig, kompresi satu tingkat) masih bisa dijalankan dengan baik sampai tekanan isap kompresor 270 psig. Pada saat tekanan 270 psig laju alir gas yg masuk kompresor adalah sebesar 166 mmscfd konfigurasi kompresor paralel menjadi tidak efektif karena operasi kompresor sudah masuk dalam zona *surge* kompresor.
2. Berdasarkan simulasi yang dilakukan terhadap peralatan permukaan pada tekanan isap kompresor 200 psig, 165 psig dan 100 psig menunjukkan retention time fluida masih jauh diatas diatas 5 menit. Velocity fluida pada separator masih berada dibawah 0,83 m/s dan 0,76 m/s untuk tekanan 200 psig, 0,9 m/s dan 0,83 m/s untuk tekanan 165 psig dan 1,9 m/s dan 0,5 m/s untuk tekanan 100 psig, sehingga proses pemisahan fluida masih bisa berjalan dengan baik.
3. Berdasarkan perhitungan momentum inlet dan outlet pada separator dan scrubber pada tekanan 200 sig, 165 psig dan 100 psig menunjukkan momentum nozzle inlet masih berada dibawah 8000 kg.m/s<sup>2</sup> dan 4000 kg.m/s<sup>2</sup> dan momentum outlet nozzle dibawah 3750 kg.m/s<sup>2</sup>, sehingga vibrasi yang dihasilkan pada peralatan tidak besar dan masih aman untuk dioperasikan.

4. Beban semua cooler yang beroperasi pada saat tekanan 200 psig, 165 psig dan 100 psig masih berada dibawah kemampuan masing-masing cooler sehingga tidak akan mengurangi performa cooler saat dioperasikan.
5. Perhitungan *velocity* fluida pada perpipaan pada saat tekanan isap kompresor 200 psig hingga 100 psig masih berada di bawah *erosional velocity* pipa (untuk aliran dua fasa), pada aliran satu fasa masih dibawah 60 ft/s untuk fasa gas dan 15 ft/s untuk fasa cair (Institute, 1991). Penurunan tekanan fluida per 100 ft menunjukkan nilai perhitungan berada dibawah standar maksimum API RP 14E untuk semua perpipaan proses pada tekanan operasi yang disimulasikan, sehingga perpipaan aman untuk dilalui.
6. Tidak adanya penambahan gas yang masuk ke dalam system dehidrasi menyebabkan kapasitas *glycol contactor* dan *glycol dehydration system* dianggap masih mampu untuk mengolah gas yang masuk.
7. Berdasarkan simulasi dengan menggunakan ASPEN HYSYS dan dibandingkan dengan data dari subsurface tentang air terproduksi menunjukkan laju alir air terproduksi masih di bawah kapasitas maksimumnya yaitu 660 BPD sehingga aman untuk dioperasikan.
8. Berdasarkan simulasi kompresor pada tekanan isap dibawah tekanan minimum desainnya dapat direkomendasikan parameter operasi optimal yang bisa diimplementasikan saat tekanan sudah mencapai 200 psig, 165 psig dan 100 psig seperti yang ditunjukkan pada tabel 4.8, tabel 4.13 dan tabel 4.18

## DAFTAR PUSTAKA

- Abbaspour, M., Chapman, K. S., & Krishnaswami, P. (2005). Nonisothermal Compressor Station Optimization. *Journal of Energy Resources Technology*, 127(2), 131–141. <https://doi.org/10.1115/1.1871248>
- Abd. Hamid, Mohd. K. (2007). *HYSYS : An Introduction to Chemical Engineering Simulation*.
- Ahmad, N. M., & Said, L. (2015). *ANALISA AIR FORMASI DALAM MENENTUKAN KECENDERUNGAN PEMBENTUKAN SCALE PADA SUMUR X,Y DAN Z. 9*.
- Arnold, K., & Stewart, M. (1998). *Surface production operations* (2nd ed). Houston, Tex. Gulf Pub. Co.
- Atkins, P. W., & De Paula, J. (2006). *Physical chemistry*. Oxford. Oxford University Press.
- Bahadori, A. (2014). Natural Gas Dehydration. In *Natural Gas Processing* (pp. 441–481). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-099971-5.00009-X>
- Campbell, J.M. (1992). Gas Conditioning and Processing\_ The Equipment Modules. In *Gas Conditioning and Processing\_ The Equipment Modules* (7th ed., Vol. 2, p. 459). Campbel petroleum series.
- Carlson, E. C. (1996). Don't Gamble With Physical Properties For Simulations. *CHEMICAL ENGINEERING PROGRESS*, 13.
- Cortinovis, A., Mercangöz, M., Zovadelli, M., Pareschi, D., De Marco, A., & Bittanti, S. (2016). Online performance tracking and load sharing

- optimization for parallel operation of gas compressors. *Computers & Chemical Engineering*, 88, 145–156.  
<https://doi.org/10.1016/j.compchemeng.2016.01.012>
- Costa, G. M. N., Cardoso, S. G., Soares, R. O., Santana, G. L., & Vieira de Melo, S. A. B. (2014). Modeling high pressure vapor–liquid equilibrium of ternary systems containing supercritical CO<sub>2</sub> and mixed organic solvents using Peng–Robinson equation of state. *The Journal of Supercritical Fluids*, 93, 82–90. <https://doi.org/10.1016/j.supflu.2014.04.016>
- Fernando, D. M. R., & Waluyo, J. (2020). THE INNOVATION MODEL OF TURBINE ENGINE COMPRESSOR TO SIMULATE THE PERFORMANCE IN OIL AND GAS INDUSTRY. *Airlangga Journal of Innovation Management*, 1(1), 48.  
<https://doi.org/10.20473/ajim.v1i1.19413>
- Giammaruti, R. (n.d.). *COOLING TECHNOLOGY INSTITUTE*. 16.
- GPSA. (2012a). Section 13—Compressors and Expanders. In *Engineering Data Book* (13th ed., p. 52). GPSA press.
- GPSA. (2012b). Section 20—Dehydration. In *ENGINEERING DATA BOOK* (13th ed., p. 48). GPSA press.
- Haydary, J. (2019). *Chemical process design and simulation: Aspen Plus and Aspen Hysys applications*. Hoboken, New Jersey. American Institute of Chemical Engineers.
- Institute, A. P. (1991). *API RECOMMENDED PRACTICE 14E (RP 14E) FIFTH EDITION*. Washington. American Petroleum Institute.



- Javadpour, F., Fisher, D., & Unsworth, M. (2007). Nanoscale Gas Flow in Shale Gas Sediments. *Journal of Canadian Petroleum Technology*, 46(10).  
<https://doi.org/10.2118/07-10-06>
- Jiménez, S., Micó, M. M., Arnaldos, M., Medina, F., & Contreras, S. (2018). State of the art of produced water treatment. *Chemosphere*, 192, 186–208.  
<https://doi.org/10.1016/j.chemosphere.2017.10.139>
- Jung, J., Lee, W. J., Park, S., Kim, Y., Lee, C.-J., & Han, C. (2017). Improved control strategy for fixed-speed compressors in parallel system. *Journal of Process Control*, 53, 57–69. <https://doi.org/10.1016/j.jprocont.2017.02.007>
- Lestari, I., Oktavia, F. D., Sanjaya, A. S., & Bindar, Y. (2019). SIMULASI PROSES BIOMETIL AKRILAT-AIR MENGGUNAKAN METODE PRESSURE SWING DISTILLATION PADA ASPEN HYSYS V8.8. *Jurnal Chemurgy*, 3(2), 22. <https://doi.org/10.30872/cmng.v3i2.3580>
- Maryani, E., & Suseno, S. A. (2017). *PENINGKATAN PROSES PRODUKSI MINYAK DAN GAS BUMI DENGAN MENURUNKAN TEKANAN HISAP KOMPRESOR*. 10.
- McCain, W. D. (1990). *The Properties of Petroleum Fluid* (Second). United States of America. PennWell Publishing Company.
- PERMEN LH N. 13, Pub. L. No. 13 Tahun 2007, 11 (2007).
- Mokhatab, S., Poe, W. A., & Mak, J. Y. (2015). *Handbook of natural gas transmission and processing: Principles and practices* (Third edition). Amsterdam. Gulf Professional Publishing is an imprint of Elsevier.

- Moritz, S. (2007). *A Mixed Integer Approach for the Transient Case of Gas Network Optimization*. 185.
- Passey, Q. R., Bohacs, K. M., Esch, W. L., Klimentidis, R., & Sinha, S. (n.d.). *From Oil-Prone Source Rock to Gas-Producing Shale Reservoir – Geologic and Petrophysical Characterization of Unconventional Shale-Gas Reservoirs*. 29.
- Poe, W. A., & Mokhatab, S. (2017). Process Modeling and Simulation. In *Modeling, Control, and Optimization of Natural Gas Processing Plants* (pp. 73–96). Elsevier. <https://doi.org/10.1016/B978-0-12-802961-9.00002-4>
- Pranolo, S. H., Bindar, Y., Sasongko, D., & Susanto, H. (n.d.). *Modeling and Simulation of a Separate Line Calciner Fueled with a Mixture of Coal and Rice Husk*. 7.
- Ramdharee, S., Muzenda, E., & Belaid, M. (2013). A Review of the Equations of State and their Applicability in Phase Equilibrium Modeling. *South Africa*, 4.
- Rita, N., Ariyon, M., & Ramdhani, A. A. (n.d.). *ANALISA JARINGAN PEMIPAAN SUMUR INJEKSI MENGGUNAKAN APLIKASI PIPESIM UNTUK MENINGKATKAN INJEKTIVITAS SUMUR BERDASARKAN DATA LAPANGAN AL*. 13.
- Sinnott, R. K., Coulson, J. M., Richardson, J. F., & Coulson, J. M. (2006). *Chemical engineering design* (4. ed., reprinted). Amsterdam. Elsevier, Butterworth-Heinemann.
- Speight, J. G. (2007). *Natural gas: A basic handbook*. Houston, Tex. Gulf Pub. Co.

- Speight, J. G. (2019). *Natural gas: A basic handbook* (Second edition). Cambridge, MA, United States. Gulf Professional Publishing.
- Stewart, M., & Arnold, K. (2011). Dehydration Considerations. In *Gas Dehydration Field Manual* (pp. 55–168). Elsevier.  
<https://doi.org/10.1016/B978-1-85617-980-5.00002-1>
- Tseng, J. M., Su, T. S., & Kuo, C. Y. (2012). Consequence Evaluation of Toxic Chemical Releases by ALOHA. *Procedia Engineering*, 45, 384–389.  
<https://doi.org/10.1016/j.proeng.2012.08.175>
- Yoon, S. Y., Lin, Z., & Allaire, P. E. (2013). *Control of Surge in Centrifugal Compressors by Active Magnetic Bearings*. London. Springer London.  
<https://doi.org/10.1007/978-1-4471-4240-9>
- Peter Atkins, Julio de Paula. (2006). *Atkin's Physical Chemistry*. Eight Edition. W. H. Freeman and Company. New York. 14-17
- Hadi, Dimsiki. 1993. *Termodinamika*. Dikti, Jakarta
- Windy Dewintari M. Persamaan Van Der Waals. Kelas A Kimia UIN Maulana Malik Ibrahim. <https://akimia16.wordpress.com/2017/12/10/persamaan-keadaan-van-der-waals-windy-dewintari-m-14630012-2/>. Diakses tanggal 30 Maret 2021
- Bissor, E. H., Yurishchev, A., Ullmann, A., & Brauner, N. (2020). *Prediction of the critical gas flow rate for avoiding liquid accumulation in natural gas pipelines*. *International Journal of Multiphase Flow*, 103361. doi:10.1016/j.ijmultiphaseflow.2020.103361

**LAMPIRAN**

## Lampiran 2a. Perhitungan kapasitas perpipaannya

### PERHITUNGAN KEMAMPUAN PIPA PADA KONDISI OPERASI TEKANAN ISAP KOMPRESOR 200 PSIG

No.	Description	Phase	Temp (°F)	Pressure (psig)	Operating Conditions	Comp Factor (Z)	MW	ρ (lb/ft³)	Gas	Liquid	S.G.	Viscosity	Flow Base Gas (MMSCFD)	Flow Base Liquid (BOPD)	g (G/A)	c	Min ID mm	Pa	DN Inch	Wipe Size	ID Pipe Size	ID mm	Velocity ft/s	W ft/s	Re/W (for 2-phase line)	e/D	Friction Factor	ΔP 1 psi/100 ft	Check ΔP
1	Well flowlines	Gas-Liquid	251.7	228.8	254.5	0.9728	24.52125	0.008	57.24	2.46	1.52	-	21.12	10.88	2556043	100	346.262598	0.200992	8	80	193.70	-	111.11	-	220.229	0.0002	0.0250	1.44E-07	OK
2	Inlet header	Gas-Liquid	279.3	238.5	251.2	0.9750	24.52127	0.008	57.21	2.46	1.52	-	174.02	279.55	444424	100	350.741896	0.311519	20	40	477.82	-	110.56	-	970.752	0.0001	0.0150	1.05E-08	OK
3	Inlet cooler	Gas-Liquid	279.3	238.3	251.0	0.9751	24.52127	0.008	57.21	2.46	1.52	-	61.17	416402	100	344.946269	0.311529	8	80	193.70	-	110.53	-	221.917	0.0002	0.0250	1.34E-07	OK	
4	Inlet separator	Gas-Liquid	279.3	238.3	251.0	0.9751	24.52127	0.008	57.21	2.46	1.52	-	60.37	416402	100	344.946269	0.311529	8	80	193.70	-	110.53	-	221.917	0.0002	0.0250	1.34E-07	OK	
5	Down separator	Gas	115.7	228.3	243.0	0.9620	26.327	1.689	1.46	1.46	1.46	1.38E-02	21.35	-	-	-	263.922218	-	12	40	388.84	33.1	18.02	-	2.52E+05	0.0002	0.0255	0.13	OK
6	PIV line	Liquid	115.7	228.3	243.0	-	26.327	-	-	-	-	0.0293	-	-	-	-	263.922218	-	3	405	77.02	1.0	-	-	407.94	0.0006	0.0200	0.08	OK
7	Compressor Suct. Header	Gas	118.3	208.1	222.8	0.9832	26.27	0.879	-	-	1.43	1.38E-02	97.62	-	-	-	398.61	-	24	80	648.08	31.5	-	-	5.88E+05	0.0001	0.0220	0.11	OK
8	Inlet LP Comp	Gas	117.8	200.1	214.8	0.9844	26.27	0.944	-	-	1.42	1.38E-02	48.81	-	-	-	285.82	-	14	80	317.50	48.7	-	-	5.17E+05	0.0001	0.0214	0.08	OK
9	Inlet after cooler 1st stage	Liquid	117.8	200.1	214.8	-	26.27	-	-	-	0.94	0.54	-	-	-	-	285.82	-	2	480	42.82	0.0	-	-	0	0.0011	0.0246	0.09	OK
10	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	274.0	500.0	514.7	0.9877	26.27	1.775	-	-	2.60	1.74E-02	48.81	-	-	-	208.48	-	12	40	303.18	28.4	-	-	4.18E+05	0.0001	0.0220	0.53	OK
11	Inlet after cooler 1st stage	Gas	120.0	484.0	508.7	0.9193	26.27	2.339	-	-	1.52	1.44E-02	48.84	-	-	-	181.15	-	8	40	202.74	48.1	-	-	7.73E+05	0.0002	0.0240	2.05	OK
12	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	115.5	488.0	500.7	0.9203	26.30	2.301	-	-	1.51	1.44E-02	97.28	-	-	-	253.54	-	16	80	383.20	30.4	-	-	8.65E+05	0.0001	0.0220	0.39	OK
13	PIV line	Liquid	115.5	488.0	500.7	-	26.30	-	-	-	-	0.59	-	-	-	-	4.9688422	-	2	480	42.82	0.2	-	-	44.97	0.0011	0.0246	0.09	OK
14	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	287.4	1200.0	1294.7	0.9394	26.30	4.158	-	-	2.76	1.90E-02	97.28	-	-	-	184.38	-	12	40	303.18	22.2	-	-	7.18E+05	0.0001	0.0220	0.88	OK
15	Inlet after cooler 1st stage	Gas-Liquid	120.0	1277.0	1291.7	0.8160	26.30	6.095	62.18	1.71	1.00	0.02	97.28	33.00	4232674	100	388.078152	0.702564	40	202.74	-	38.43	-	-	628476	0.0002	0.0250	6.72E-08	OK
16	Outlet Dis. Scribber	Gas	115.9	1275.0	1287.7	0.8161	26.31	6.095	-	-	1.71	1.66E-02	97.11	-	-	-	151.63	-	16	80	202.74	10.5	-	-	7.47E+05	0.0001	0.0220	0.15	OK
17	PIV line	Liquid	115.9	1275.0	1287.7	-	26.31	-	-	-	-	0.59	-	-	-	-	3.6581548	-	2	480	42.82	0.2	-	-	218.5	0.0011	0.0246	0.0310	OK
18	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	115.9	1274.0	1287.7	0.8161	26.31	6.095	-	-	1.71	1.66E-02	97.11	-	-	-	151.63	-	16	80	202.74	10.5	-	-	8.37E+05	0.0001	0.0246	0.15	OK

### PERHITUNGAN KEMAMPUAN PIPA PADA KONDISI OPERASI TEKANAN ISAP KOMPRESOR 165 PSIG

Description	Phase	Temp (°F)	Pressure (psig)	Operating Conditions	Comp Factor (Z)	MW	ρ (lb/ft³)	Gas	Liquid	S.G.	Viscosity	Flow Base Gas (MMSCFD)	Flow Base Liquid (BOPD)	R (G/A)	c	Min ID mm	Pa	DN Pipe Size Inch	ID Pipe Size mm	ID mm	Velocity ft/s	W ft/s	Re/W (for 2-phase line)	e/D	Friction Factor	ΔP 1 psi/100 ft	Check ΔP		
1	Well flowlines	Gas-Liquid	287.3	196.7	211.4	0.9743	24.02648	0.652	63.39	2.44	1.02	-	18.80	33.59	1300606	100	142.55	0.654496	8	80	193.70	-	123.01	-	146.818	0.0002	0.0250	7.92E-08	OK
2	Inlet header	Gas-Liquid	285.7	195.3	210	0.9746	24.02648	0.649	56.99	2.43	0.91	-	78.80	313.28	215326	100	292.76	0.665959	20	40	477.82	-	122.81	-	612.628	0.0001	0.0150	1.51E-08	OK
3	Inlet cooler	Gas-Liquid	285.7	195.3	210	0.9746	24.02648	0.649	56.99	2.43	0.91	-	18.07	69.80	215326	100	149.20	0.665959	8	80	193.70	-	122.81	-	440.956	0.0002	0.0150	1.77E-08	OK
4	Inlet separator	Gas-Liquid	285.0	182.2	204.9	0.9804	23.92586	0.895	61.83	1.44	0.99	1.38E-02	22.92	701.08	134149	100	127.79	1.135018	8	80	193.70	-	93.84	-	109.996	0.0002	0.0250	1.12E-08	OK
5	Down separator	Gas	115.6	182.2	204.9	0.971	26.327	1.689	1.44	1.44	1.44	1.38E-02	21.35	-	-	-	263.922218	-	12	405	77.02	0.9	-	-	154.96	0.0006	0.0200	0.06	OK
6	PIV line	Liquid	115.6	182.2	204.9	-	26.327	-	-	-	-	0.59	-	-	-	-	18.02956	-	3	405	77.02	0.9	-	-	154.96	0.0006	0.0200	0.06	OK
7	Compressor Suct. Header	Gas	119.3	177.1	191.8	0.9883	26.25	0.897	-	-	1.40	1.37E-02	58.02	-	-	-	389.87	-	24	80	548.08	21.9	-	-	3.57E+05	0.0001	0.0220	0.05	OK
8	Inlet LP Comp	Gas	118.5	169.1	183.8	0.9883	26.25	0.897	-	-	1.48	1.37E-02	58.02	-	-	-	337.76	-	14	80	317.50	68.0	-	-	6.42E+05	0.0001	0.0224	0.78	OK
9	Inlet after cooler 1st stage	Liquid	118.5	169.1	183.8	-	26.25	-	-	-	0.84	0.54	-	-	-	-	337.76	-	2	480	42.82	0.0	-	-	0	0.0011	0.0246	0.00	OK
10	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	307.7	500.0	514.7	0.9736	26.25	1.685	-	-	2.77	1.81E-02	58.02	-	-	-	233.15	-	12	40	303.18	35.5	-	-	4.90E+05	0.0001	0.0220	0.85	OK
11	Inlet after cooler 1st stage	Gas	120.0	484.0	508.7	0.9193	26.25	2.339	-	-	1.52	1.44E-02	58.02	-	-	-	197.57	-	8	40	202.74	57.0	-	-	9.18E+05	0.0002	0.0240	2.89	OK
12	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	105.0	486.0	500.7	0.9127	26.31	2.383	-	-	1.37	1.41E-02	66.72	-	-	-	240.04	-	16	80	363.20	26.2	-	-	7.88E+05	0.0001	0.0220	0.27	OK
13	PIV line	Liquid	105.0	486.0	500.7	-	26.31	-	-	-	-	0.68	-	-	-	-	4.616581	-	2	480	42.82	0.2	-	-	2318	0.0011	0.0246	0.00	OK
14	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	268.2	1280.0	1294.7	0.9304	26.31	4.686	-	-	2.67	1.87E-02	66.72	-	-	-	171.10	-	12	40	303.18	19.1	-	-	7.09E+05	0.0001	0.0220	0.66	OK
15	Inlet after cooler 1st stage	Gas-Liquid	120.0	1276	1290.7	0.8161	26.31	6.660	61.18	1.71	1.00	0.58	66.70	3.03	28448974	100	178.11	6.696059	8	40	202.74	38.66	-	-	471574	0.0002	0.0150	5.38E-08	OK
16	Outlet Dis. Scribber	Gas	115.9	1275	1289.7	0.8161	26.31	6.665	-	-	1.71	1.66E-02	66.70	-	-	-	143.27	-	16	80	363.20	9.3	-	-	6.66E+05	0.0001	0.0220	0.12	OK
17	PIV line	Liquid	115.9	1275	1289.7	-	26.31	-	-	-	-	0.58	-	-	-	-	1.526213	-	2	480	42.82	0.2	-	-	290	0.0011	0.0246	0.0002	OK
18	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	115.9	1274	1289.7	0.8162	26.31	6.660	-	-	1.71	1.66E-02	66.70	-	-	-	143.33	-	12	80	288.84	14.8	-	-	8.38E+05	0.0002	0.0220	0.38	OK

## Lampiran 2b. Perhitungan kapasitas perpipaan

### PERHITUNGAN KEMAMPUAN PIPA PADA KONDISI OPERASI TEKANAN ISAP KOMPRESOR 100 PSIG

No	Description	Phase	Operating Conditions		Comp Factor (Z)	MW	# (lb/ft <sup>3</sup> )		S.G.	Viscosity cP	Flow Rate Gas (MMSCFD) Liquid (BPD)	R (GAL)	c	Min ID mm	Inch	DN Pipe SCH	ID Pipe mm	Velocity ft/s	Vc ft/s	Check Velocity	Re/W (for 2-phase flow)	e/D	Friction Factor	fP (psi/100 ft)	Check fP
			Temp (F)	Pressure (psig)			Gas	Liquid																	
1	Well Flowlines	Gas-Liquid	282.4	140	0.9775	21.43	2.47	57.08	2.34	0.92	9.60	14.98	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
2	Inlet Header	Gas-Liquid	277.8	140	0.9782	21.43	2.47	57.08	2.34	0.92	9.60	14.98	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
3	Inlet Header	Gas-Liquid	277.8	140	0.9782	21.43	2.47	57.08	2.34	0.92	9.60	14.98	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
4	Inlet Separator	Gas-Liquid	130.0	135	0.9752	23.8455	6.647	61.81	1.43	0.89	5.48	402.11	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
5	Outlet Separator	Gas-Liquid	130.0	135	0.9752	23.8455	6.647	61.81	1.43	0.89	5.48	402.11	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
6	PIV line	Liquid	119.5	130	0.9760	26.23	6.626	61.82	1.42	0.89	5.48	402.11	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
7	Compressor Suct. Header	Gas	101.3	105.8	0.9771	26.25	6.596	61.82	1.42	0.89	5.48	402.11	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
8	Inlet LP Comp	Gas	100.2	101.9	0.9784	26.26	6.521	61.82	1.23	0.72	3.27	3.27	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
9	PIV line	Liquid	200.2	201.9	0.9784	26.26	6.521	61.82	1.23	0.72	3.27	3.27	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
10	Outlet after cooler 1st stage	Gas	300.8	394.0	0.9803	26.26	1.307	61.82	2.82	0.72	3.27	3.27	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
11	Outlet after cooler 1st stage	Gas	120.0	388.0	0.9584	26.26	1.819	61.82	1.49	0.72	3.27	3.27	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
12	Inlet HP Comp	Gas	82.6	388.0	0.9205	26.32	1.939	61.82	1.12	0.85	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
13	PIV line	Liquid	82.6	388.0	0.9205	26.32	1.939	61.82	1.12	0.85	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
14	Inlet after cooler 2nd stage	Gas	291.0	1280.0	0.9405	26.32	4.495	61.82	2.78	0.72	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
15	Outlet after cooler 2nd stage	Gas-Liquid	119.9	1275	0.8164	26.32	6.693	61.82	1.71	1.00	43.36	3.03	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
16	Outlet Dis. Scrubber	Gas	119.9	1275	0.8165	26.32	6.683	61.82	1.71	0.85	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
17	PIV line	Liquid	119.9	1275	0.8165	26.32	6.678	61.82	1.71	0.85	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK
18	Inlet Glycol Connectors	Gas	119.8	1274	0.8165	26.32	6.678	61.82	1.71	0.85	105.46	14.90	100	105.20	0.473237	8	80	193.70	145.71	OK	71795	0.0020	1.0350	2.62E-08	OK

# Pak patria

---

## ORIGINALITY REPORT

---

12%

SIMILARITY INDEX

11%

INTERNET SOURCES

2%

PUBLICATIONS

4%

STUDENT PAPERS

---

## PRIMARY SOURCES

---

1	Submitted to Universitas Sultan Ageng Tirtayasa Student Paper	1%
2	repository.its.ac.id Internet Source	1%
3	www.scribd.com Internet Source	1%
4	id.scribd.com Internet Source	1%
5	idoc.pub Internet Source	1%
6	123dok.com Internet Source	1%
7	docplayer.info Internet Source	1%
8	id.123dok.com Internet Source	<1%
9	Submitted to Monash University Student Paper	<1%

---

10	<a href="http://adoc.pub">adoc.pub</a> Internet Source	<1 %
11	<a href="http://pt.scribd.com">pt.scribd.com</a> Internet Source	<1 %
12	<a href="http://text-id.123dok.com">text-id.123dok.com</a> Internet Source	<1 %
13	<a href="http://repository.president.ac.id">repository.president.ac.id</a> Internet Source	<1 %
14	<a href="http://eprints.upnyk.ac.id">eprints.upnyk.ac.id</a> Internet Source	<1 %
15	<a href="http://repository.ub.ac.id">repository.ub.ac.id</a> Internet Source	<1 %
16	<a href="http://novakurniawan.wordpress.com">novakurniawan.wordpress.com</a> Internet Source	<1 %
17	<a href="http://ceaa-acee.gc.ca">ceaa-acee.gc.ca</a> Internet Source	<1 %
18	<a href="http://id.wikipedia.org">id.wikipedia.org</a> Internet Source	<1 %
19	James G. Speight. "Recovery, storage, and transportation", Elsevier BV, 2019 Publication	<1 %
20	<a href="http://media.neliti.com">media.neliti.com</a> Internet Source	<1 %
21	Submitted to Syiah Kuala University Student Paper	



<1 %

22

[es.scribd.com](https://es.scribd.com)

Internet Source

<1 %

23

[roelliawanzblog.blogspot.com](https://roelliawanzblog.blogspot.com)

Internet Source

<1 %

24

[edoc.pub](https://edoc.pub)

Internet Source

<1 %

25

[journal.unnes.ac.id](https://journal.unnes.ac.id)

Internet Source

<1 %

26

[eprints.perbanas.ac.id](https://eprints.perbanas.ac.id)

Internet Source

<1 %

27

Submitted to Universitas Brawijaya

Student Paper

<1 %

28

[eprints.umk.ac.id](https://eprints.umk.ac.id)

Internet Source

<1 %

29

Submitted to Universitas Negeri Manado

Student Paper

<1 %

30

[id.unionpedia.org](https://id.unionpedia.org)

Internet Source

<1 %

31

[repository.usd.ac.id](https://repository.usd.ac.id)

Internet Source

<1 %

32

[www.researchgate.net](https://www.researchgate.net)

Internet Source

<1 %

33 Submitted to Fakultas Ekonomi Universitas Indonesia <1 %  
Student Paper

---

34 Submitted to Universitas Negeri Jakarta <1 %  
Student Paper

---

35 file.upi.edu <1 %  
Internet Source

---

36 repository.untag-sby.ac.id <1 %  
Internet Source

---

37 Submitted to British University in Egypt <1 %  
Student Paper

---

38 gurumuda.net <1 %  
Internet Source

---

39 Submitted to iGroup <1 %  
Student Paper

---

40 mafiadoc.com <1 %  
Internet Source

---

41 repository.um-palembang.ac.id <1 %  
Internet Source

---

42 repository.unej.ac.id <1 %  
Internet Source

---

43 publishing-widyagama.ac.id <1 %  
Internet Source

---

44 repositori.usu.ac.id

Internet Source

<1 %

45

[repository.uir.ac.id](https://repository.uir.ac.id)

Internet Source

<1 %

46

[uni-obuda.hu](https://uni-obuda.hu)

Internet Source

<1 %

47

Hiroaki TSUBONE, Tatsuya SHIOTSUKA, Tomoharu YAMASHIRO, Tomohito FUJINO. "小型ワイヤメッシュセンサを用いた垂直細管内水-空気二相流のボイド率分布測定における流動様式の違いに関する検証", The Proceedings of the National Symposium on Power and Energy Systems, 2021

Publication

<1 %

48

[digilib.uin-suka.ac.id](https://digilib.uin-suka.ac.id)

Internet Source

<1 %

49

[diyahchemical.blogspot.com](https://diyahchemical.blogspot.com)

Internet Source

<1 %

50

[dspace.uii.ac.id](https://dspace.uii.ac.id)

Internet Source

<1 %

51

[pasca.untirta.ac.id](https://pasca.untirta.ac.id)

Internet Source

<1 %

52

[repository.itelkom-pwt.ac.id](https://repository.itelkom-pwt.ac.id)

Internet Source

<1 %

53

[warniarifin.wordpress.com](https://warniarifin.wordpress.com)

Internet Source

<1 %

54

[www.mdpi.com](http://www.mdpi.com)

Internet Source

<1 %

55

Moshood Sanni. "Petroleum Engineering",  
Wiley, 2018

Publication

<1 %

56

[fr.scribd.com](http://fr.scribd.com)

Internet Source

<1 %

57

[garuda.kemdikbud.go.id](http://garuda.kemdikbud.go.id)

Internet Source

<1 %

58

[hdl.handle.net](http://hdl.handle.net)

Internet Source

<1 %

59

[lib.ui.ac.id](http://lib.ui.ac.id)

Internet Source

<1 %

60

[library.binus.ac.id](http://library.binus.ac.id)

Internet Source

<1 %

61

[researchbank.swinburne.edu.au](http://researchbank.swinburne.edu.au)

Internet Source

<1 %

62

[vdocuments.site](http://vdocuments.site)

Internet Source

<1 %

63

[www.coursehero.com](http://www.coursehero.com)

Internet Source

<1 %

64

[www.jojonomic.com](http://www.jojonomic.com)

Internet Source

<1 %

---

65

"Handbook of Industrial Chemistry and  
Biotechnology", Springer Science and  
Business Media LLC, 2017

Publication

---

<1 %

---

Exclude quotes      On

Exclude matches      Off

Exclude bibliography      On

# Pak patria

---

PAGE 1

---

PAGE 2

---

PAGE 3

---

PAGE 4

---

PAGE 5

---

PAGE 6

---

PAGE 7

---

PAGE 8

---

PAGE 9

---

PAGE 10

---

PAGE 11

---

PAGE 12

---

PAGE 13

---

PAGE 14

---

PAGE 15

---

PAGE 16

---

PAGE 17

---

PAGE 18

---

PAGE 19

---

PAGE 20

---

PAGE 21

---

PAGE 22

---

PAGE 23

---

PAGE 24

---

PAGE 25

---

PAGE 26

---

PAGE 27

---

PAGE 28

---

PAGE 29

---

PAGE 30

---

PAGE 31

---

PAGE 32

---

PAGE 33

---

PAGE 34

---

PAGE 35

---

PAGE 36

---

PAGE 37

---

PAGE 38

---

PAGE 39

---

PAGE 40

---

PAGE 41

---

PAGE 42

---

PAGE 43

---

PAGE 44

---

PAGE 45

---

PAGE 46

---

PAGE 47

---

PAGE 48

---

PAGE 49

---

PAGE 50

---

PAGE 51

---

PAGE 52

---

PAGE 53

---

PAGE 54

---

PAGE 55

---

PAGE 56

---

PAGE 57

---

PAGE 58

---

PAGE 59

---

PAGE 60

---

PAGE 61

---

PAGE 62

---

PAGE 63

---

PAGE 64

---

PAGE 65

---

PAGE 66

---

PAGE 67

---

PAGE 68

---

PAGE 69

---

PAGE 70

---

PAGE 71

---

PAGE 72

---

PAGE 73

---

PAGE 74

---

PAGE 75

---

PAGE 76

---

PAGE 77

---



PAGE 78

---

PAGE 79

---

PAGE 80

---

PAGE 81

---

PAGE 82

---

PAGE 83

---

PAGE 84

---

PAGE 85

---

PAGE 86

---

PAGE 87

---

PAGE 88

---

PAGE 89

---

PAGE 90

---

PAGE 91

---

PAGE 92

---

PAGE 93

---

PAGE 94

---

PAGE 95

---

PAGE 96

---

PAGE 97

---

PAGE 98

---

PAGE 99

---

PAGE 100

---

PAGE 101

---

PAGE 102

---

PAGE 103

---

PAGE 104

---

PAGE 105

---

PAGE 106

---

PAGE 107

---

PAGE 108

---

PAGE 109

---