



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN DAN ESTIMASI BIAYA  
*SULFUR RECOVERY UNIT*  
DENGAN METODE CLAUS TERMODIFIKASI**

**SKRIPSI**

**GUNTUR EKO PUTRO  
0806333070**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN DAN ESTIMASI BIAYA  
*SULFUR RECOVERY UNIT*  
DENGAN METODE CLAUS TERMODIFIKASI**

**SKRIPSI**

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

**GUNTUR EKO PUTRO  
0806333070**

**FAKULTAS TEKNIK  
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**

## LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Guntur Eko Putro

NPM : 0806333070

Tanda Tangan : 

Tanggal : 10 Juli 2012

## HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh:

Nama : Guntur Eko Putro

NPM : 0806333070

Program Studi : Teknik Kimia/FTUI

Judul Skripsi : **Perancangan dan Estimasi Biaya Sulfur Recovery Unit dengan Metode Claus Termodifikasi**

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

### DEWAN PENGUJI

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

Penguji : Dianursanti, ST., MT.

Penguji : Ir.Abdul Wahid, MT.

Penguji : Ir.Dijan Supramono, MSc

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 10 Juli 2012

## HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI

### TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

---

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

Nama : Guntur Eko Putro  
NPM : 0806333070  
Program Studi : Teknik Kimia  
Departemen : Teknik Kimia  
Fakultas : Teknik  
Jenis karya : Skripsi

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

**“Perancangan dan Estimasi Biaya Sulfur Recovery Unit dengan Metode Claus Termodifikasi “**

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

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 10 Juli 2012

Yang menyatakan



( Guntur Eko Putro )

## KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan petunjuk-Nya sehingga makalah skripsi dapat selesai dengan baik dan tepat waktu. Shalawat berangkaikan salam tak lupa penulis hadiahkan kepada Rasulullah SAW yang selalu menjadi suri tauladan bagi hidup penulis. Penulisan makalah skripsi dengan judul “**Perancangan Dan Estimasi Biaya Sulfur Recovery Unit dengan Metode Claus Termodifikasi**” dilakukan dalam rangka memenuhi mata kuliah Skripsi. Penulisan skripsi ini tak lepas dari bantuan beberapa pihak. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng. sebagai pembimbing skripsi yang telah membimbing dan mengarahkan penulis dalam menyusun makalah skripsi ini;
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI;
3. Bapak Ir. Yuliusman, M.Eng selaku koordinator skripsi Teknik Kimia FTUI;
4. Bapak Prof. Setijo Bismo.DEA, selaku pembimbing akademis;
5. Bapak (Sarto) dan Ibu (Karinah) tercinta dirumah yang selalu mendoakan, mendukung dan mendidik saya selama ini;
6. Adik tercinta Mega Dwi Putri yang telah mendukung dan mendoakan,
7. Seluruh teman-teman DTK 2008 tercinta Antonius Chrisnandy, Sungging Hidayat, Iqlima Fuqoha, Kahfi Montazeri, Migel Aldila, Harsono dan Glifanny Ramadhani;
8. Teman-teman 2011 Dwiantari Satyapertiwi dan Muhammad Hanifi,

Akhir kata penulis mengharapkan agar makalah skripsi ini bermanfaat dalam pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, Juli 2012

Penulis

## ABSTRAK

Nama : Guntur Eko Putro  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul : Perancangan dan Estimasi Biaya *Sulfur Recovery Unit* dengan Metode Claus Termodifikasi

Gas alam yang memiliki kandungan  $H_2S$  tinggi dapat menyebabkan masalah lingkungan karena gas  $H_2S$  merupakan gas berbahaya. Oleh karena itu, penghilangan gas  $H_2S$  sangat dibutuhkan. Oleh karena itu, dibuatlah rancangan beserta estimasi biaya dari *Sulfur Recovery Unit*. Rancangan SRU disimulasikan menggunakan software *PROMAX* serta estimasi biaya mencakup *Capital Expenditure* dan *Operating Expenditure*. Produksi sulfur dengan membakar  $H_2S$  didalam tungku dan juga secara katalitik. Sulfur kemudian dikondensasi untuk mendapatkan sulfur cair. SRU ini memproduksi sulfur sebesar 54,55 ton/hari dan listrik netto sebesar 320 kW dengan nilai *Capital Expenditure* sebesar USD 11,92 juta serta *Operating Expenditure* sebesar USD 2,05 juta.

*Keyword:* sulfur, pupuk sulfur, *sulfur recovery*,

## ABSTRACT

Name : Guntur Eko Putro  
Study Programme : Chemical Engineering  
Title : Design and Cost Estimation of Sulfur Recovery Unit with Modified Claus Process.

Natural gas which has large  $H_2S$  amount can cause many environmental issue because  $H_2S$  is a harmful toxic gas. Therefore, it is required to reduce  $H_2S$  amount and it is important to design the Sulfur Recovery Unit and calculate its cost estimation. The SRU design simulated with PROMAX software and the cost estimations are included Capital Expenditure and Operating Expenditure. Sulfur produced by burning  $H_2S$  in furnace and by catalytic process. Furthermore, sulfur condensed to produce liquid sulfur. This SRU produce sulfur and sellable electricity about 54.55 ton/day and 320 kW respectively. The estimation of Capital Expenditure and Operating Expenditure were about USD 11.92 millions and USD 2.05 millions.

*Keyword:* sulfur, sulfur fertilizer, sulfur recovery,



## DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS .....	<b>Error! Bookmark not defined.</b>
HALAMAN PENGESAHAN .....	i
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....	iii
KATA PENGANTAR .....	iv
ABSTRAK.....	v
ABSTRACT.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL.....	xi
DAFTAR LAMPIRAN.....	xiv
DAFTAR ISTILAH.....	xv
DAFTAR NOTASI.....	xvi
BAB 1 PENDAHULUAN .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	2
1.3 Tujuan Perancangan.....	2
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Penulisan.....	3
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA .....	4
2.1 Sulfur.....	4
2.2 Pupuk Sulfur.....	6
2.3 Spesifikasi Gas Alam Umpan .....	7
2.4 Teknologi <i>Sulfur Recovery</i> .....	8
2.4.1 <i>Basic Claus Process</i> .....	8
2.4.2 <i>Process Control</i> .....	16

2.4.3	Masalah Proses Claus .....	16
2.4.4	Modifikasi Proses Claus (Kohl, 1997).....	18
2.5	CAPEX dan OPEX .....	27
BAB 3 METODE PERANCANGAN .....		29
3.1	Studi Literatur .....	29
3.2	Pengumpulan Data .....	29
3.2.1	Data Teknis .....	29
3.2.2	Data Harga Dan Biaya .....	29
3.3	Pemilihan Basis Teknologi <i>Sulfur Recovery</i> .....	29
3.4	Simulasi Kondisi Paling Optimum.....	30
3.5	Penentuan Dimensi Dan Kapasitas Peralatan.....	31
3.6	Perhitungan <i>Capital Expenditure</i> Dan <i>Operating Expenditure</i> .....	31
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN .....		33
4.1	Filosofi Dasar Proses <i>Sulfur Recovery</i> .....	33
4.1.1	Perbandingan Teknologi <i>Sulfur Recovery</i> .....	36
4.2	Proses Dasar <i>Sulfur Recovery</i> .....	36
4.2.1	<i>Sulfur Recovery Unit</i> .....	50
4.2.2	<i>Tail Gas Treatment Unit</i> (TGTU).....	57
4.2.3	<i>Incinerator</i> .....	62
4.3	Utilitas .....	63
4.3.1	<i>Cooling Water</i> .....	63
4.3.2	Listrik.....	66
4.3.3	Fuel dan Udara Pembakar.....	67
4.4	Kapasitas Produksi dan Pemenuhan Kebutuhan Sulfur Nasional.....	67
4.5	Perhitungan CAPEX Dan OPEX .....	69
4.5.1	Perhitungan CAPEX Skenario 1 .....	69
4.5.2	Perhitungan CAPEX Skenario 2.....	78

4.5.3	Perhitungan OPEX Skenario 1.....	83
4.5.4	Perhitungan OPEX Skenario 2.....	87
4.5.5	Perbandingan Kedua Skenario.....	91
4.5.6	Benchmarking.....	91
4.5	Neraca Massa dan Energi.....	92
4.5.1	Neraca Massa Keseluruhan.....	92
4.5.2	Neraca Energi Keseluruhan.....	93
BAB 5 KESIMPULAN.....		96
DAFTAR PUSTAKA.....		97
LAMPIRAN.....		98



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1. Struktur kristal cyclo-S8 .....	4
Gambar 2.2. Distribusi spesies sulfur terhadap temperatur .....	6
Gambar 2.3. Skema proses <i>amine extraction</i> .....	9
Gambar 2.4. Skema proses Claus .....	10
Gambar 2.5. Skema proses split-flow (Hubbard, 1985) .....	12
Gambar 2.6. Konversi kesetimbangan teoritis H <sub>2</sub> S ke Sulfur.....	13
Gambar 2.7. Skema Proses SCOT .....	15
Gambar 2.8. Proses Three Stage Selectox dengan recycle .....	23
Gambar 2.9. Skema Proses <i>BSR/Selectox</i> .....	24
Gambar 2.10. Skema proses <i>Superclaus</i> (Kohl, 1997) .....	27
Gambar 3.1. Diagram Alir Metode Penelitian .....	32
Gambar 4.1. Diagram Alir Proses pada <i>Gas Processing Facility</i> .....	37
Gambar 4.2. <i>Block Flow Diagram</i> SRU .....	38
Gambar 4.3. <i>Process Flow Diagram</i> SRU.....	39
Gambar 4.4. <i>Block Flow Diagram</i> TGTU .....	40
Gambar 4.5. <i>Process Flow Diagram</i> TGTU-SCOT .....	41
Gambar 4.6. <i>Block Flow Diagram</i> Incinerator Unit .....	42
Gambar 4.7. <i>Process Flow Diagram</i> Incinerator Unit.....	43
Gambar 4.8. <i>Process Flow Diagram</i> Unit Utilitas .....	44
Gambar 4.9. Desain Tungku Pembakaran dan WHB Terintegrasi .....	51
Gambar 4.10. Grafik estimasi CEPCI sampai dengan tahun 2015 .....	69
Gambar 4.11 <i>Bare Modul Equipment Cost Breakdown</i> .....	76
Gambar 4. 12 <i>Bare Modul Equipment Cost Breakdown</i> .....	82
Gambar 4. 13 <i>Operating Expenditure Breakdown</i> .....	87
Gambar 4. 14 <i>Operating Expenditure Breakdown</i> .....	91
Gambar 4. 15 Diagram Neraca Massa SRU .....	92
Gambar 4. 16 Diagram neraca massa <i>Tail Gas Treatment Unit</i> .....	93

## DAFTAR TABEL

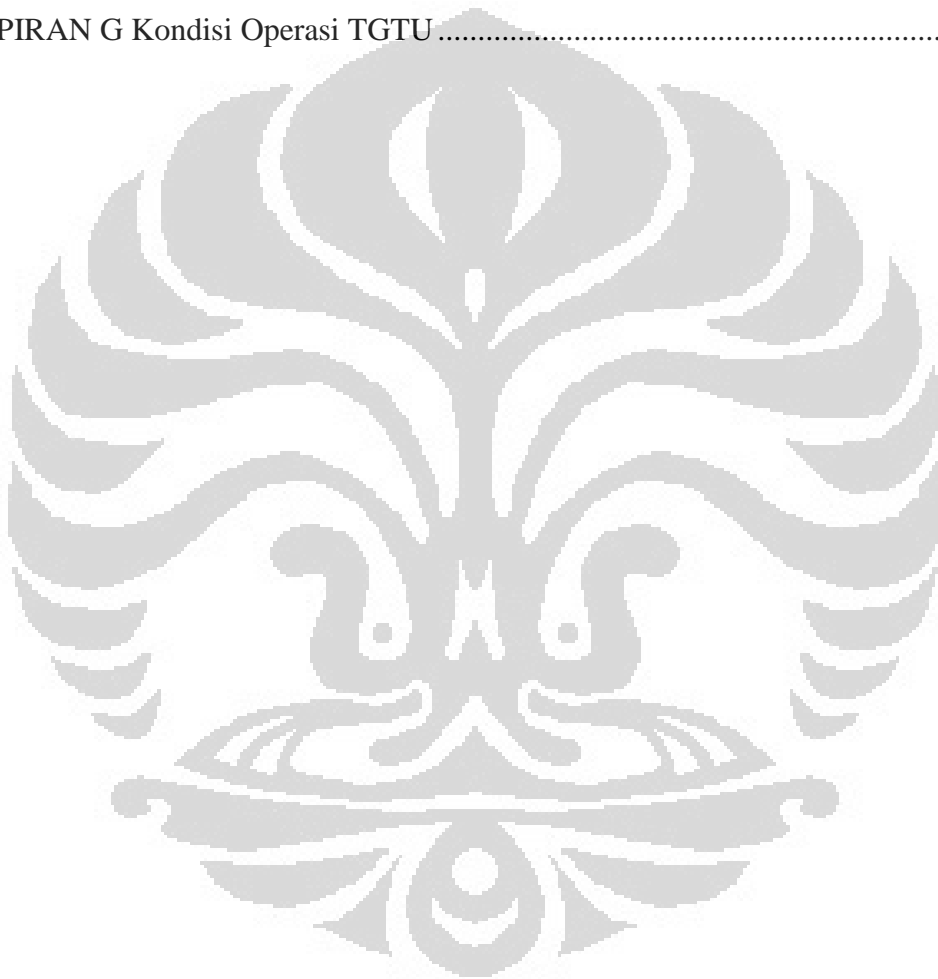
Tabel 2.1. Daftar allotrop sulfur .....	5
Tabel 2.2. Konfigurasi proses Claus berdasarkan komposisi gas .....	10
Tabel 2.3. Perbandingan beberapa teknologi <i>sulfur recovery</i> .....	19
Tabel 2.4. (Lanjutan) Perbandingan beberapa teknologi <i>sulfur recovery</i> .....	20
Tabel 2.5. Perubahan komposisi gas pada proses <i>BSR/Selectox</i> .....	25
Tabel 4.1. Perbandingan Kondisi Operasi Basis dan Aktual Simulasi .....	34
Tabel 4.2 Perbandingan Kondisi Umpan, Produk dan <i>Tail Gas</i> Kedua Teknologi Proses .....	35
Tabel 4.3 Perbandingan Teknologi Proses <i>Sulfur Recovery</i> .....	36
Tabel 4.4 <i>SRU Equipment List</i> .....	45
Tabel 4.5 (Lanjutan) <i>SRU Equipment List</i> .....	46
Tabel 4.6 <i>TGTU Equipment List</i> .....	47
Tabel 4.7. (Lanjutan) <i>TGTU Equipment List</i> .....	48
Tabel 4.8. <i>Incinerator Equipment List</i> .....	48
Tabel 4.9. <i>Utility Equipment List</i> .....	49
Tabel 4.10. Spesifikasi <i>Acid Gas Preheater</i> dan <i>Air Preheater</i> .....	50
Tabel 4.11. Spesifikasi <i>Acid Gas Burner</i> .....	52
Tabel 4.12. Spesifikasi 2 <sup>nd</sup> <i>WHB</i> .....	52
Tabel 4.13. Spesifikasi <i>Sulfur Condenser</i> .....	53
Tabel 4.14. Spesifikasi Katalitik Konverter.....	54
Tabel 4.15. Spesifikasi <i>Sub Dew Catalytic Converter</i> .....	55
Tabel 4.16. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	56
Tabel 4.17. Spesifikasi <i>Air Blower</i> .....	57
Tabel 4.18. Spesifikasi <i>Sulfur Tank</i> .....	57
Tabel 4.19. Spesifikasi Kolom Absorpsi .....	58
Tabel 4.20. Spesifikasi Kolom Stripping.....	58
Tabel 4.21. Spesifikasi Kondenser Kolom Stripping.....	59
Tabel 4.22. Spesifikasi Reboiler Kolom Stripping .....	59
Tabel 4.23. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> .....	59
Tabel 4.24. Spesifikasi <i>Acid Gas Cooler</i> .....	60
Tabel 4.25. Spesifikasi <i>Air Cooler</i> .....	60

Tabel 4.26. Spesifikasi Tanki.....	61
Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa.....	61
Tabel 4.28. Spesifikasi Incinerator Skenario 1 .....	62
Tabel 4.29. Spesifikasi Incinerator Skenario 2 .....	63
Tabel 4.30. <i>Cooling water required</i> .....	63
Tabel 4.31. <i>Steam Generated</i> .....	64
Tabel 4.32. Spesifikasi <i>Steam Turbine</i> .....	64
Tabel 4.33. Spesifikasi <i>Vessel</i> .....	65
Tabel 4.34. Spesifikasi <i>Air Cooler</i> .....	65
Tabel 4.35. Spesifikasi Pompa.....	66
Tabel 4.36. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> .....	66
Tabel 4.37. Listrik yang dibutuhkan.....	67
Tabel 4.38. Listrik yang dihasilkan.....	67
Tabel 4.39. Fuel dan udara yang dibutuhkan.....	67
Tabel 4.40. Kebutuhan Sulfur Nasional.....	68
Tabel 4.41. Kebutuhan Sulfur PT. Petrokimia Gresik.....	68
Tabel 4.42. Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI).....	69
Tabel 4.43. nilai CEPCI sampai tahun 2025.....	70
Tabel 4.44. <i>SRU Purchased Equipment List</i> .....	72
Tabel 4.45. <i>TGTU Purchased Equipment List</i> .....	73
Tabel 4.46. <i>Incinerator Purchased Equipment List</i> .....	74
Tabel 4.47. <i>Utility Purchased Equipment List</i> .....	74
Tabel 4.48. (Lanjutan) <i>Utility Purchased Equipment List</i> .....	75
Tabel 4.49. <i>Total Bare Modul Cost</i> .....	76
Tabel 4.50. <i>Total Utility Cost</i> .....	77
Tabel 4.51. <i>Total Initial Catalyst and Solvent Cost</i> .....	78
Tabel 4.52. <i>Total Capital Expenditure (CAPEX)</i> .....	78
Tabel 4.53. <i>SRU Purchased Equipment List</i> .....	79
Tabel 4.54. <i>Incinerator Purchased Equipment List</i> .....	80
Tabel 4.55. <i>Utility Purchased Equipment List</i> .....	80
Tabel 4.56. (Lanjutan) <i>Utility Purchased Equipment List</i> .....	81
Tabel 4.57. <i>Total Bare Modul Cost</i> .....	82
Tabel 4.58. <i>Total Capital Expenditure (CAPEX)</i> .....	83
Tabel 4.59. Total Biaya Bahan Langsung.....	83

Tabel 4.60. Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	84
Tabel 4.61. Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	85
Tabel 4.62. Total Biaya Utilitas.....	85
Tabel 4.63. Total Biaya Asuransi .....	86
Tabel 4.64. Total Biaya FOH.....	86
Tabel 4. 65 Perhitungan Biaya Perawatan .....	86
Tabel 4.66. Total OPEX.....	86
Tabel 4.67. Total Biaya Bahan Langsung.....	87
Tabel 4.68. Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	88
Tabel 4.69. Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	89
Tabel 4.70. Total Biaya Utilitas.....	89
Tabel 4.71. Total Biaya Asuransi .....	89
Tabel 4.72. Total Biaya FOH.....	90
Tabel 4. 73 Perhitungan Biaya Perawatan .....	90
Tabel 4.74 Total OPEX.....	90
Tabel 4.75 Perbandingan kedua skenario .....	91
Tabel 4.76 Benchmarking SRU .....	91
Tabel 4.77. Neraca Massa SRU .....	92
Tabel 4.78. Neraca Massa TGTU .....	92
Tabel 4.79. Neraca Energi SRU.....	94
Tabel 4.80. Neraca Energi TGTU.....	95

## DAFTAR LAMPIRAN

LAMPIRAN A Spesifikasi Peralatan SRU.....	98
LAMPIRAN B Spesifikasi Peralatan TGTU .....	105
LAMPIRAN C Spesifikasi Peralatan Incinerator .....	110
LAMPIRAN D Spesifikasi Peralatan Utilitas.....	111
LAMPIRAN E <i>Converter Dimension Calculation</i> .....	114
LAMPIRAN F Kondisi Operasi SRU .....	121
LAMPIRAN G Kondisi Operasi TGTU .....	124





## DAFTAR ISTILAH

<i>Sulfur Recovery</i>	: Kemampuan untuk memproduksi sulfur dari aliran gas asam
<i>Tail Gas</i>	: Gas keluaran Sulfur Recovery Unit
<i>Tail Gas Treatment Unit</i>	: Unit untuk mengolah tail gas agar sesuai baku mutu pemerintah
<i>Sulfur Recovery Unit</i>	: Unit produksi sulfur dari gas asam
<i>Capital Expenditure</i>	: Biaya kapital untuk pembangunan SRU, serta pengolahan tail gas.
<i>Operating Expenditure</i>	: Biaya Operasional saat berjalannya unit.
<i>PROMAX</i>	: Software yang digunakan untuk simulasi dan optimasi
<i>Polymath</i>	: Software yang digunakan untuk menghitung dimensi katalitik konverter
<i>Process Control</i>	: Upaya untuk mengendalikan proses pada SRU dan TGTU dengan cara manual maupun otomatis.
<i>Incinerator</i>	: Unit untuk pembakaran gas asam sebelum di-venting.
<i>Amine Extraction</i>	: Proses untuk meengabsorbsi gas asam yang terdapat pada aliran gas alam.
<i>CEPCI</i>	: Singkatan dari Chemical Engineering Plant Cost Index merupakan index untuk ekskalasi harga peralatan antar tahun.
<i>Preheater</i>	: Proses pemanasan terlebih dahulu sebelum memulai proses tertentu.
<i>Burner/Furnace</i>	: Alat yang digunakan untuk membakar gas asam
<i>Waste Heat Boiler</i>	: Alat untuk mendinginkan gas proses dengan membentuk steam pada rentang tekanan tinggi
<i>Sub-dew Reactor</i>	: Konverter katalitik yang beroperasi pada temperatur dibawah dewpoint.
<i>Heat Exchanger</i>	: Alat untuk menukarkan panas antara fluida panas dengn dingin.
<i>Bare Modul Cost</i>	: Biaya yang dikeluarkan untuk pembelian dan instalasi peralatan

## DAFTAR NOTASI

$C_{TCI}$	: <i>Total capital investment cost</i>
$C_{TBM}$	: <i>Total Bare Modul Cost</i>
$C_{site}$	: Biaya pengembangan lokasi unit
$C_{building}$	: Biaya pembangunan bangunan
$C_{offsite}$	: Biaya untuk kebutuhan diluar proses seperti utilitas
$C_{WC}$	: <i>Working Capital Cost</i>



# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Konsumsi pupuk di Indonesia sangat tinggi terutama dalam bidang pertanian dan perkebunan. Akan tetapi, walaupun Indonesia cukup besar memproduksi dan mengekspor pupuk ke negara tetangga, pada kenyataannya Indonesia masih mengimpor pupuk non-urea. Lebih mirisnya lagi, impor jenis pupuk tersebut kian meningkat. Nilai impor pupuk selama periode Januari-September 2010 mencapai US\$ 1,075 miliar, naik 77,81% dibandingkan periode yang sama tahun lalu (Badan Pusat Statistik, 2010). Peningkatan impor pupuk ini sejalan dengan peningkatan konsumsi pertanian dan juga kebutuhan bahan baku untuk pabrik pupuk dalam negeri (Kementerian Perdagangan, 2010). Adapun, konsumsi pupuk sulfur nasional yang mencakup pupuk jenis ZA dan NPK berturut-turut 1,6 juta dan 8,8 juta ton per tahun 2011 (Depperin, 2011).

Ketidaksesuaian antara kenaikan impor dan tidak bertambahnya produksi serta ekspor pupuk nasional telah membuat masalah nasional baru dalam bidang pertanian dan perkebunan. Oleh karena itu, peningkatan produksi sulfur guna menunjang peningkatan produksi pupuk sulfur perlu dilakukan untuk meningkatkan produktivitas pertanian nasional bahkan lebih jauh lagi diharapkan dapat meningkatkan serta memperkuat perekonomian nasional.

Pupuk dapat diproduksi dari sulfur padat yang dapat diperoleh dari aliran gas alam (*sour gas*). Saat ini, pemerintah memiliki beberapa sumur gas alam yang kaya akan sulfur dan salah satu diantaranya berada di Blok "Z", Jawa Tengah. Cadangan gas di Blok "Z" mencapai 1.7 *triliun cubic feet* (TCF) dengan kandungan H<sub>2</sub>S mencapai 50.000 ppm dan produksinya kelak sekitar 200 MMSCFD (Pertamina, 2011). Sulfur padat sebagai bahan baku memproduksi pupuk dapat dihasilkan dengan proses *sulfur recovery* dari aliran gas alam Blok "Z". Akan tetapi, proses produksi sulfur padat masih kurang dibandingkan kebutuhan sulfur sebagai bahan baku pupuk sulfur sehingga perlu dilakukan peningkatan terhadap produksi sulfur padat yaitu dengan cara mengefisienkan dan mengoptimalkan proses *sulfur recovery* sehingga dapat memaksimalkan kapasitas produksi sulfur padat. Untuk tujuan itu, maka

perancangan teknologi proses *sulfur recovery* serta studi kelayakannya perlu untuk dilakukan.

Pada awalnya *sulfur recovery* dilakukan dengan proses Claus dasar, akan tetapi karena terdapat banyak masalah dan batasan, proses Claus dasar banyak dimodifikasi. Perancangan unit SRU inipun menggunakan proses Claus yang termodifikasi. Terdapat lebih dari lima belas macam modifikasi teknologi proses Claus yang terlisensi untuk *sulfur recovery* yang diperkenalkan di seluruh dunia. Proses utama Claus adalah pembentukan sulfur elemental pada reaktor pembakaran kemudian hasil pembakaran itu dikondensasi sehingga didapatkan sulfur cair. Gas dari unit kondensasi dimasukkan kedalam *converter* katalitik untuk pembentukan sulfur elemental kemudian dikondensasi lagi untuk mengambil sulfur yang telah dibentuk. Proses reaksi katalitik dan kondensasi sulfur ini diulang-ulang sebanyak tiga kali. Adapun modifikasi pada proses Claus yang dilakukan pada perancangan ini adalah penambahan reaktor hidrolisis dan penggunaan *sub-dewpoint reactor* pada *converter* katalitik ketiga. Produk yang dihasilkan setelah sulfur liquid dibiarkan memadat adalah sulfur padat berwarna kuning terang.

## 1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah yang terdapat pada perancangan ini yaitu:

1. Apakah proses Claus termodifikasi mampu memproduksi sulfur lebih banyak dan tingkat *sulfur recovery* lebih tinggi dari Claus dasar?
2. Apakah skenario kedua memiliki CAPEX dan OPEX lebih kecil dari skenario pertama?
3. Apakah gas H<sub>2</sub>S venting telah memenuhi regulasi gas buang?
4. Apakah SRU ini cukup layak dari segi CAPEX jika dibandingkan dengan unit sejenis?

## 1.3 Tujuan Perancangan

Tujuan penulisan ini adalah untuk mendapatkan rancangan *sulfur recovery unit* yang memiliki tingkat *sulfur recovery* tertinggi, kapasitas sulfur terbesar, serta gas buang yang sesuai dengan regulasi baku mutu dari pemerintah.

#### 1.4 Batasan Masalah

Batasan-batasan yang digunakan dalam perancangan ini adalah:

1. Rancangan unit proses ini menggunakan spesifikasi gas umpan dari keluaran unit *Acid Gas Enrichment*.
2. Unit sulfur recovery ini adalah salah satu tahap pengolahan gas setelah unit *dewpoint control system*, *acid gas removal unit*, dan *acid gas enrichment*.
3. Penghitungan keekonomian pembangunan *Sulfur Recovery Unit* didasarkan pada *capital expenditure* (CAPEX) dan *operating expenditure* (OPEX).

#### 1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan dalam skripsi ini adalah:

##### BAB I : PENDAHULUAN

Bab ini terdiri atas latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, pembatasan masalah, dan sistematika penulisan.

##### BAB II : TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan teori-teori dasar mengenai sulfur dan pupuk sulfur, proses untuk *sulfur recovery*, teori ekonomi (NPV, IRR, PBP), dan analisis sensitivitas.

##### BAB III : METODE PERANCANGAN

Bab ini terdiri atas metode perancangan meliputi tahap-tahap studi kelayakan seperti diagram alir dan rancangan penelitian.

##### BAB IV : HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini memaparkan serta membahas hasil yang telah didapat dari proses perancangan *sulfur recovery unit* ini.

##### BAB V : KESIMPULAN

Bab ini merangkum seluruh hasil serta pembahasan yang telah dilakukan pada perancangan *sulfur recovery unit* ini.

##### DAFTAR PUSTAKA

Bagian ini berisi rujukan yang digunakan dalam menyusun laporan

LAMPIRAN Bagian ini menampilkan beberapa lampiran serta informasi-informasi penting terkait perancangan sulfur recovery unit ini. Bagian ini juga menampilkan spesifikasi peralatan secara detail.

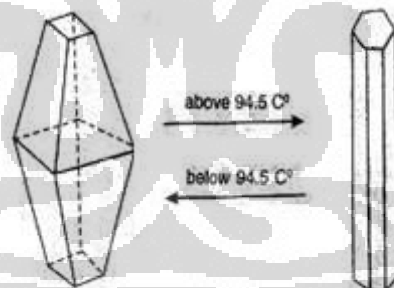
## BAB 2

### TINJAUAN PUSTAKA

Pada bab tinjauan pustaka ini, akan dijabarkan beberapa pembahasan yang berkaitan dengan studi kelayakan *sulfur recovery unit*. Hal-hal utama yang akan dibahas diantaranya adalah mengenai karakteristik dari gas alam lapangan gas Z, sulfur dan pupuk sulfur, teknologi *sulfur recovery* serta studi ekonominya.

#### 2.1 Sulfur

Sulfur adalah zat padat non metal berwarna kuning terang. Sulfur berbentuk padat pada suhu kamar dan berbentuk cair pada suhu 138 °C. Sulfur adalah unsur penting untuk kehidupan dan ditemukan dalam dua asam amino. Sulfur juga sangat penting pada industri kimia non organik dan telah digunakan sejak dahulu untuk kepentingan medis (Beatty, 2001). Sulfur memiliki berbagai macam allotrop. Bentuk sulfur yang paling umum dalam alam adalah  $\alpha$ -sulfur yang berbentuk kristal orthorhombic yang membentuk cincin  $S_8$  melipat.



Gambar 2.1. Struktur kristal cyclo-S<sub>8</sub>

(Beatty, 2011)

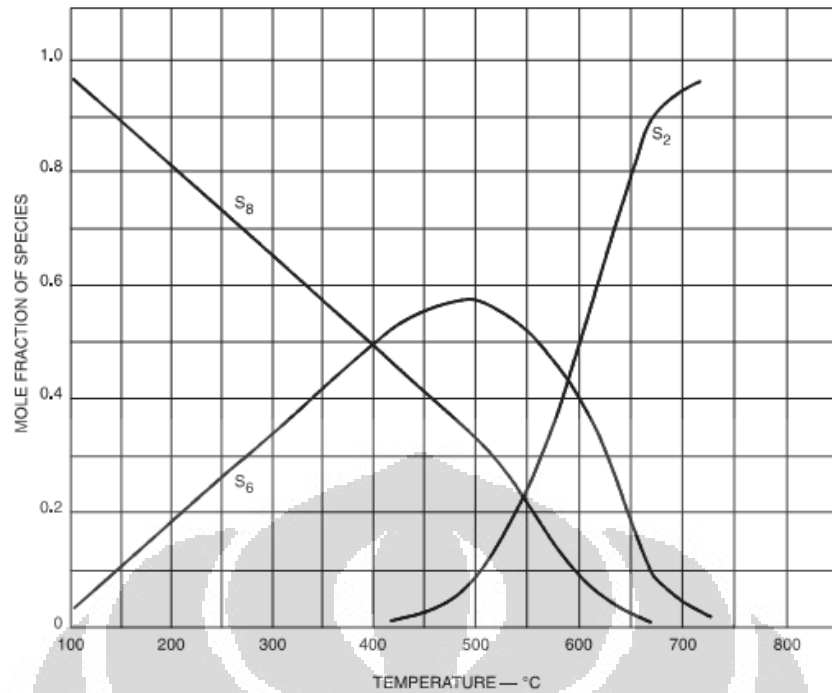
Beberapa allotrop sulfur adalah sbb:

Tabel 2.1. Daftar allotrop sulfur

Formula	Nama Umum	Deskripsi
S <sub>2</sub>	Disulfur	Berbentuk gas diatomik seperti O <sub>2</sub> , dominan pada suhu diatas 720 °C.
S <sub>4</sub>	Tetrasulfur	Struktur tidak bisa ditentukan tetapi perhitungan mengindikasikan <i>cyclo-S4</i>
<i>Cyclo-S<sub>6</sub></i>	ρ-sulfur	Berbentuk ring kursi pada keadaan padat
<i>Cyclo-S<sub>8</sub></i>	α-sulfur	Berbentuk padatan kuning dan stabil pada suhu kamar
<i>Cyclo-S<sub>8</sub></i>	β-sulfur	Padatan kuning dan hanya stabil pada suhu diatas 95.6 °C. akan berubah menjadi ρ-sulfur pada temperatur ruang. Berbentuk kristal <i>monoklinik</i> .
<i>Cyclo-S<sub>8</sub></i>	γ-sulfur	Berbentuk kristal monoklinik

Sumber: Wikipedia (2011)

Pada suhu sampai 96 °C, kristal *rhombic* merupakan bentuk yang paling stabil dan diatas suhu itu sampai pada suhu lelehnya kristal *monoklinik* merupakan yang paling stabil. Titik leleh sulfur adalah 113-120 °C. Kristal monoklinik murni meleleh pada suhu 115 °C. Pada saat meleleh, strukturnya masih berbentuk oktaatomik. Beberapa molekul sulfur terdapat pada sulfur fasa gas, tetapi paling utama adalah S<sub>2</sub>, S<sub>6</sub>, dan S<sub>8</sub>.



Gambar 2.2. Distribusi spesies sulfur terhadap temperatur

(Anonim., 1998).

Spesifikasi produk sulfur adalah sebagai berikut:

- Kemurnian: 99.5 - 99.9% wt (*dry basis*)
- Kelembaban: kurang dari 1 % wt
- Abu (ash): kurang dari 0.05 % wt
- Karbon: kurang dari 0.025 % wt
- Warna: kuning terang pada suhu kamar

Warna produk sulfur merupakan suatu hal yang sangat penting karena memberikan indikasi cepat mengenai kemurniannya. Sulfur berwarna kuning terang mengandung pengotor kurang dari 0.02 %wt. Adanya karbon pada produk sulfur dapat membuat warna menjadi kuning pucat atau hijau. Bahkan sulfur bisa berubah menjadi gelap saat kandungan karbon mencapai 0.1-0.5 %wt (Anonim., 1998).

## 2.2 Pupuk Sulfur

Pupuk adalah material yang ditambahkan pada media tanam atau tanaman untuk mencukupi kebutuhan hara yang diperlukan tanaman sehingga mampu memproduksi dengan baik. Pupuk adalah sumber nutrisi bagi tanaman. Nutrisi bagi tanaman terdiri dari unsure makro dan mikro. Ada enam nutrisi makro yakni nitrogen (N), Fosfor (P), kalium (K), magnesium (Mg), dan sulfur (S) (Kurnia). Sulfur



berperan dalam pembentukan bintil akar. Sulfur ini juga merupakan unsure yang penting dalam pembentukan beberapa jenis protein. Sulfur akan membantu dalam perkembangan pucuk, akar atau anakan (Novizan, 2002). Kekurangan sulfur akan menyebabkan pertumbuhan tanaman terhambat, kerdil, berbatang pendek dan kurus. Saat ini pupuk juga diproduksi dari sulfur. Pupuk yang di dalamnya terdapat senyawa sulfur yaitu:

- Ammonium sulfat, lebih banyak mengandung sulfur bila dibandingkan dengan kandungan Nitrogen-nya.
- Superfosfat, kandungan fosfat dan sulfurnya dapat dikatakan seimbang (Lingga, 2008)

Sejauh ini, pupuk yang sepenuhnya merupakan produksi dalam negeri hanyalah pupuk dengan unsur nitrogen dalam bentuk pupuk urea atau bentuk diaminomethanal  $(\text{NH}_2)_2\text{CO}$  dan hanya sebagian kecil pupuk SP dari sumber deposit tersebar dalam jumlah kecil (spot deposit) di Jawa bagian Selatan dan daerah lainnya. Di Indonesia pemakaian pupuk sangat tinggi terutama untuk bidang pertanian dan perkebunan. Akan tetapi, walaupun Indonesia cukup besar mengekspor pupuk ke negara tetangga, pada kenyataannya Indonesia masih mengimpor pupuk non-urea, yaitu kalium dan fosfat. Lebih mirisnya lagi, impor jenis pupuk tersebut kian meningkat. Kenaikan impor pupuk sejalan dengan peningkatan konsumsi pertanian dan juga kebutuhan bahan baku untuk pabrik pupuk dalam negeri (Kementerian Perdagangan, 2010). Nilai impor pupuk selama periode Januari-September 2010 mencapai US\$ 1,075 miliar, naik 77,81% dibandingkan periode yang sama tahun lalu (Badan Pusat Statistik, 2010).

### **2.3 Spesifikasi Gas Alam Umpan**

Karakteristik Gas Blok “Z” yang akan menjadi objek simulasi dan analisis memiliki spesifikasi dan karakteristik sebagai berikut:

**Tabel 2.2.** Karakteristik Gas Lapangan “Z”

<b>Parameter</b>	<b>Nilai</b>	<b>Satuan</b>
Temperatur	190	Fahrenheit
Tekanan	450	Psia
Molar Flow	200	MMSCFD
<i>Sulfur Content</i>	50.000	ppm
<i>Water Content</i>	7	lbm/MMSCF
<i>Heating Value</i>	900-1100	MMBTU
<i>Sulfur Content in Product</i>	4 ( <i>sales gas</i> )	ppm

Sumber: Pertamina (2011)

## 2.4 Teknologi Sulfur Recovery

### 2.4.1 Basic Claus Process

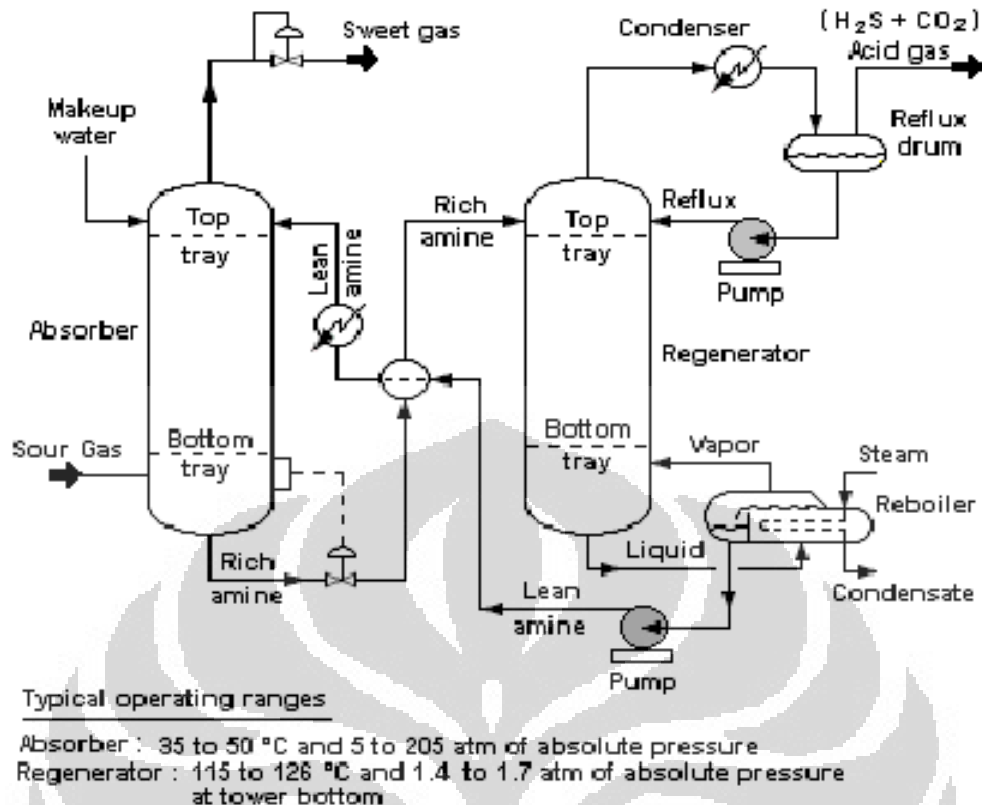
Teknologi proses *Sulfur recovery* yang paling sering dipakai adalah *Claus Process*. *Claus recovery* ini menggunakan tipe proses fasa gas di mana  $H_2S$  secara parsial dibakar untuk membentuk  $SO_2$  dan sisa  $H_2S$  bereaksi dengan  $SO_2$  berlebih menggunakan katalis untuk membentuk sulfur.

Proses ini telah diaplikasikan untuk sulfur recovery dari semua jenis aliran gas asam dengan konsentrasi  $H_2S$  lebih dari 20%. Proses Claus juga telah berkembang sejak lama. Proses ini pertama kali dikembangkannya pada tahun 1953 dan hingga saat ini sebanyak 300 pabrik dibangun dan dioperasikan ke seluruh dunia dengan rentang kapasitas 1-3000 TPD.

Proses claus terbagi menjadi tiga tahap yaitu:

#### 2.4.1.1 Amine Extraction (Sassi, 2008)

Gas yang mengandung  $H_2S$  dilewatkan pada unit penyerap yang mengandung larutan amina diantaranya monoethanolamine (MEA), dietanolamina (DEA), methyldiethanolamine (MDEA), diisopropylamine (DIPA), atau diglycolamine (DGA), dimana hidrogen sulfida diserap bersamaan dengan karbon dioksida. Ekstraksi amina ditunjukkan pada gambar berikut



Gambar 2.3. Skema proses *amine extraction*

(Sassi, 2008)

Aliran gas tersebut dikontakkan dengan larutan amina pada kolom absorber. Gas-gas asam yang terdapat pada aliran gas tersebut diserap oleh amina. Dari unit absorber, aliran kebawah merupakan aliran amina yang telah menyerap  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  (disebut aliran *rich amine*) sedangkan aliran keatas merupakan aliran gas *sweet* yang bebas gas asam. Aliran gas *rich amine* yang dihasilkan kemudian diarahkan ke dalam regenerator (sebuah *stripper* dengan *reboiler*) untuk memisahkan gas asam dengan amina. Proses ini juga dikenal sebagai *gas sweetening* atau *acid gas removal*.

#### 2.4.1.2 Thermal And Catalytic Stage

Reaksi kimia dasar yang terjadi dalam proses Claus yang ditampilkan sebagai berikut:



$$\Delta H @ 25^\circ\text{C} = -314.500 \text{ kJ mol}^{-1}$$



$$\Delta H @ 25^\circ\text{C} \approx -518.900 \text{ kJ mol}^{-1}$$



$$\Delta H @ 25^{\circ}\text{C} = +47.500 \text{ kJ mol}^{-1}$$

dengan reaksi (2.1) dan (2.2) terjadi di tahap termal (tungku reaksi) dan reaksi (2.3) dalam tahap katalitik (katalitik konverter).

Ada dua bentuk proses Claus dasar, yaitu *straight through* dan *split flow*. Perbedaan yang mencolok adalah konfigurasi *straight through* semua aliran gas umpan melalui tungku sedangkan pada *split flow* sebagian besar di-bypass dari tungku dan diumpankan langsung ke katalitik konverter. Pemilihan konfigurasi terbaik adalah berdasarkan komposisi gas umpan yang dindikasikan pada tabel berikut:

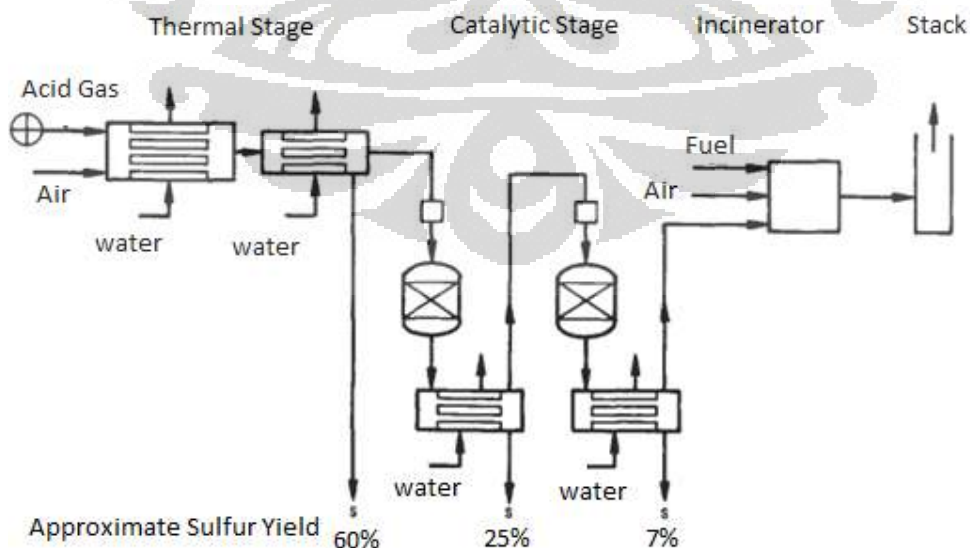
Tabel 2.2. Konfigurasi proses Claus berdasarkan komposisi gas

Acid Gas Composition Mol% H <sub>2</sub> S	Type of Process Recommended
50-100	Straight-through
20-50	Split-flow

Sumber: Kohl (1997)

Pada *straight through process*, yang digambarkan secara diagram pada gambar berikut, seluruh gas umpan dan udara secara stoikiometrik dibutuhkan untuk membakar sepertiga *hydrogen sulfide* menjadi sulfur dioksida yang diumpankan masuk ke tungku.

Pada suhu yang terjadi di tungku, sekitar 1800-2500 °F, sejumlah sulfur elemental terbentuk, yaitu sekitar 60-70% dari H<sub>2</sub>S dalam umpan gas terkonversi menjadi sulfur. Sulfur ini terkondensasi dengan pendinginan gas pertama dalam *waste heat boiler*.



Gambar 2.4. Skema proses Claus

(Kohl, 1997)

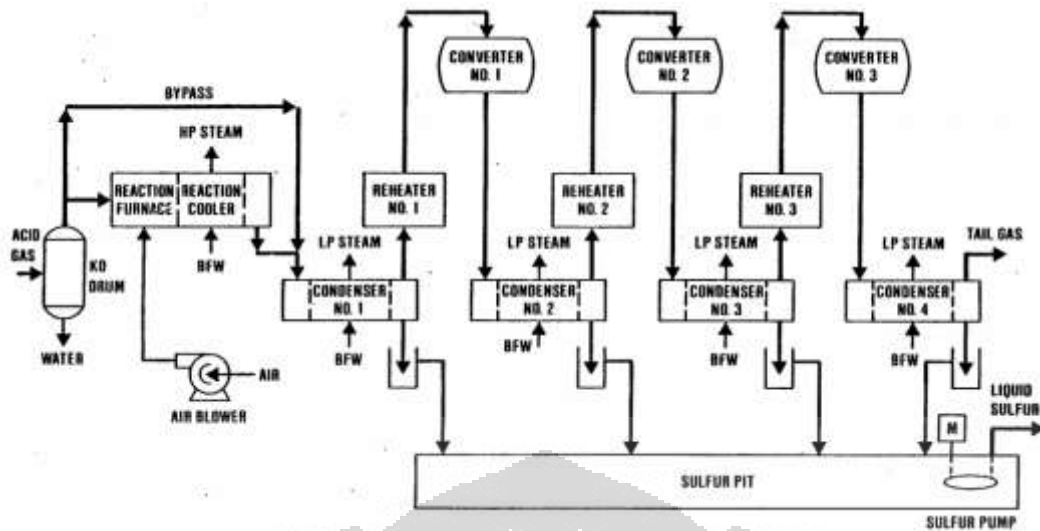
Gas reaksi meninggalkan kondenser sulfur dan dipanaskan kembali sampai temperature 450-540 °F dan mengalir melalui katalitik konverter pertama dimana sulfur tambahan diproduksi dengan reaksi hidrogen disulfida dengan sulfur dioksida. Gas yang meninggalkan kondenser sulfur harus dipanaskan kembali untuk menjaga suhu dari reaksi gas diatas titik embun sulfur karena kondensasi sulfur pada katalis membuat deaktivasi katalis lebih cepat. Gas yang meninggalkan katalitik konverter pertama didinginkan kembali dan sulfur terkondensasi.

Gas tersebut kemudian dipanaskan kembali sebelum memasuki katalitik konverter kedua. Proses pemanasan kembali, reaksi secara katalitik, dan kondensasi sulfur dapat diulang-ulang untuk meningkatkan konversi. Sepanjang peningkatan konversi pada stage katalitik dan semakin banyak sulfur dipisahkan dari gas umpan, titik embun sulfur semakin menurun. Hal ini membuat operasi dapat dilakukan pada suhu yang lebih rendah pada setiap katalitik konverter, jadi dapat meningkatkan konversi total. Tipikal suhu inlet pada katalitik konverter kedua dan ketiga adalah 390-430 °F dan 370-410 °F.

Setelah meninggalkan kondenser sulfur pertama, gas buangan yang masih mengandung senyawa sulfur dan sedikit sulfur berbentuk gas dan liquid dibakar untuk mengkonversi senyawa sulfur menjadi sulfur dioksida sebelum di-venting ke atmosfer atau di-treatment dalam proses separasi untuk penyisihan senyawa sulfur.

Untuk mengkonservasi energi dan meminimumkan kehilangan sulfur sebagai gas pada gas buangan, kondenser akhir dapat difungsikan untuk mengambil panas untuk meningkatkan suhu boiler umpan water sehingga gas keluaran yang meninggalkan unit pada suhu rendah. Berdasarkan pada konsentrasi H<sub>2</sub>S dalam gas asam, 94-95% efisiensi konversi bisa didapatkan dengan dua katalitik stage dan 96-97% dengan tiga katalitik stage. Katalitik konverter keempat secara normal tidak ekonomis karena konversi hanya bertambah 1%.

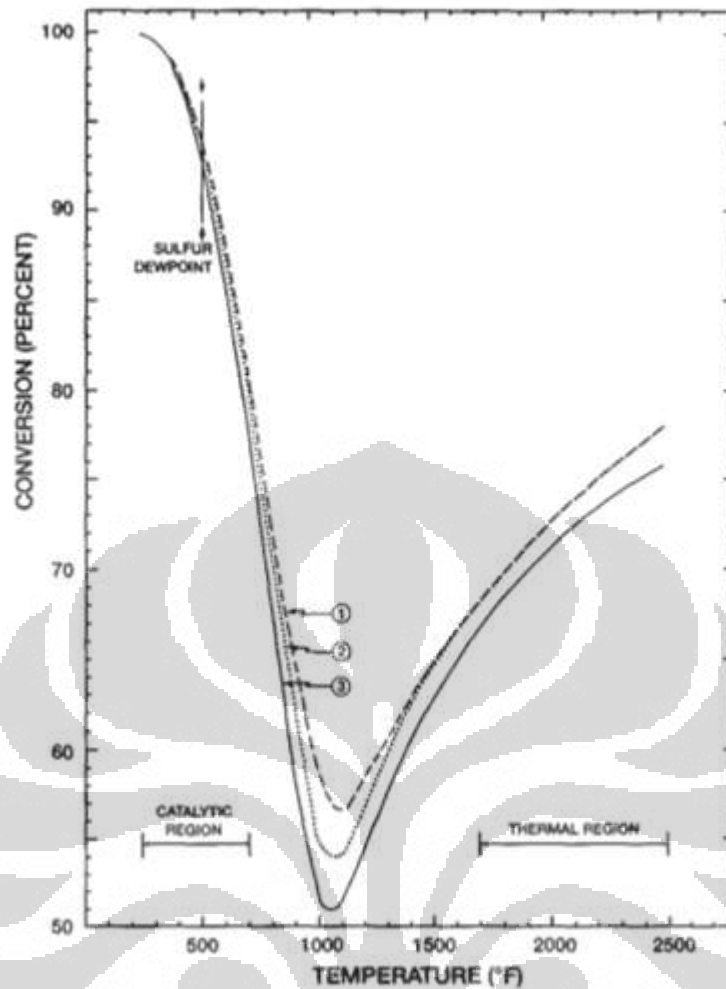
Jika kandungan H<sub>2</sub>S pada aliran gas asam rendah maka direkomendasikan untuk memakai proses *split-flow*. Karena kandungan H<sub>2</sub>S yang rendah tidak akan bisa membuat *flame* yang stabil. Proses *split flow* ini mem-bypass sepertiga atau lebih aliran gas asam. Aliran *bypass* maksimum yang diperbolehkan adalah dua pertiga dari aliran gas asam karena dibutuhkan minimal sepertiga aliran gas asam untuk masuk *furnace* untuk membentuk SO<sub>2</sub>.



Gambar 2.5. Skema proses split-flow (Hubbard, 1985)

Jika peraturan tentang polusi udara mengharuskan efisiensi tinggi dalam konversi sulfur, sering sekali lebih ekonomis untuk menggunakan hanya dua katalitik stage konverter dan kemudian menyisihkan senyawa sulfur pada *tail gas treatment unit*.

Gamson dan Elkins (1953) telah membuat bagan konversi teoritis untuk  $H_2S$  murni sebagai fungsi suhu pada tekanan satu atmosfer.



Gambar 2.6. Konversi kesetimbangan teoritis  $H_2S$  ke Sulfur  
(Kohl, 1997).

Pada suhu stage katalitik rendah, konversi sempurna dapat dicapai saat operasi dilakukan pada temperatur di bawah titik embun sulfur yang biasanya tidak layak karena masalah yang disebabkan oleh endapan sulfur di bed katalis. Oleh karena itu, lebih baik untuk menggunakan beberapa stage katalitik seri dengan kondensasi dan penyisihan sulfur terbentuk setelah setiap tahap reaksi (Gamson, 1953).

Reaksi (2.3) merupakan tahap katalitik, sehingga terlihat bahwa kenaikan suhu di bed katalis relatif kecil, yang memungkinkan operasi pada suhu relatif rendah dan, akibatnya, pencapaian konversi relatif tinggi untuk sulfur. Reaksi (2.3) adalah reversibel dan air adalah produk reaksi, penghilangan air antara tahap katalitik akan meningkatkan konversi. Namun, upaya untuk mencapai hal ini sejauh ini telah gagal, terutama karena korosifitas dari kondensat dan penyumbatan dari peralatan oleh sulfur padat. Dengan demikian, keberadaan uap air dalam reaksi gas seluruh pabrik memiliki batasan pada tingkat konversi.

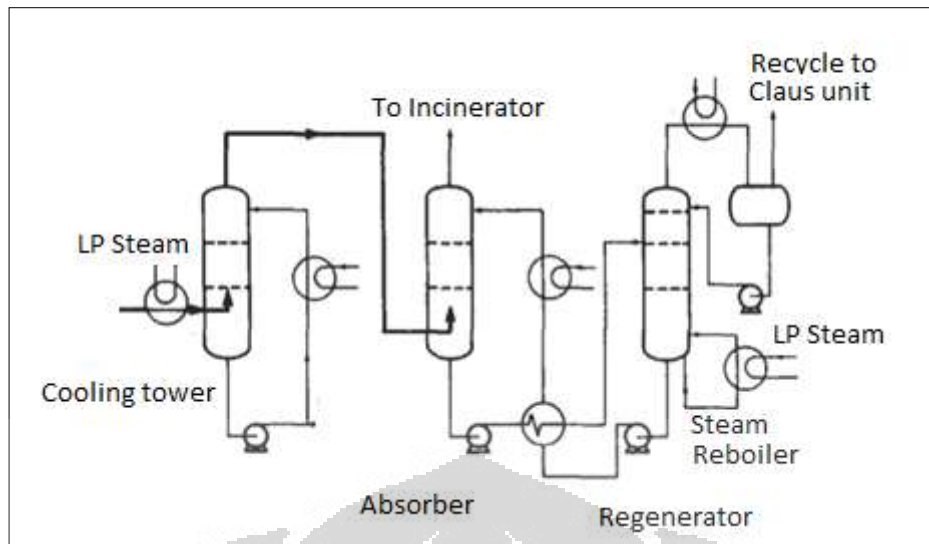
Batasan lebih lanjut mengenai konversi adalah terjadinya sejumlah reaksi samping, karena kehadiran karbon dioksida dan hidrokarbon ringan dalam gas masukan, sehingga terjadi pembentukan sulfida karbonil dan karbon disulfida dalam tahap proses termal. Senyawa ini cukup stabil dan dapat tidak berubah melalui katalitik konverter.

Berbagai mekanisme reaksi telah diusulkan mengenai pembentukan sulfida karbonil dan karbon disulfida dan untuk hidrolisis selanjutnya menjadi hidrogen sulfida, dan karbon dioksida (Paskall, 1992). Sulfida karbonil terutama terbentuk dari reaksi antara sulfur elemental dan karbon monoksida, yang pada gilirannya berasal dari hidrogen sulfida dan oksida karbon yang terdapat dalam pembakaran gas umpan dalam tahap Claus termal. Produksi karbon disulfida dalam tahap termal biasanya disebabkan oleh kehadiran hidrokarbon dalam gas umpan karena karbon disulfida diproduksi secara komersial dengan mereaksikan unsur sulfur dengan hidrokarbon jenuh (Grancher, 1978).

#### **2.4.1.3 Tail Gas Treatment Unit (SCOT)**

Proses SCOT yang dikembangkan oleh Shell International Petroleum Maatschappij, Hague, Netherlands, mirip dengan proses BSR. Kemiripan itu juga berada pada konversi katalitik dari senyawa sulfur selain hydrogen sulfide yang terdapat pada tail gas Claus menjadi  $H_2S$  yang mana secara selektif diabsorpsi pada larutan alkanolamine dengan hanya absorpsi parsial dari gas karbon dioksida. Gas asam dikeluarkan dari larutan amine dan direcycle ke unit Claus. Meskipun dilaporkan bahwa proses dapat memproduksi aliran gas murni mengandung 10-400 ppmv dari sulfur total menggunakan MDEA atau DIPA sebagai absorben. Selalu ada  $H_2S$  yang tersisa pada gas keluaran absorber amine sehingga membutuhkan incinerator sebelum venting ke atmosfer. Diagram skematik proses SCOT dapat dilihat pada gambar berikut:





Gambar 2.7. Skema Proses SCOT

(Kohl, 1997).

Aliran gas dan liquid pada proses cukup mirip dengan BSR. Tail gas Claus masuk kedalam kolom absorber amine dimana secara esensial semua  $H_2S$  dihilangkan tetapi hanya sedikit karbon dioksida yang diabsorpsi. Larutan rich amine dipisahkan dengan gas asam ada regenerator dengan pemanasan dan gas asam direcycle ke unit Claus. Absorbs selektif berdasarkan fakta bahwa laju absorpsi  $H_2S$  dalam alkanolamine secara substansial lebih cepat daripada  $CO_2$ . Fenomena ini karena amine mempunyai amine sekunder dan tersier daripada amine primer. Konsekuensinya, selektifitas dapat didapat dengan seleksi amine yang cocok dan dengan desain absorber untuk waktu kontak larutan pendek tergantung pada komposisi gas, pemilihan amine, desain absorber, co-absorpsi  $CO_2$  bisa dibatasi sampai sekitar 10-40% dari  $CO_2$  yang terdapat pada umpan gas absorber. Pada banyak kasus, MDEA paling banyak digunakan tetapi DIPA memiliki selektifitas lebih rendah pernah dipakai sebagai pelarut pertama SCOT.

SCOT proses dilaporkan cukup fleksibel dan tidak terlalu sensitive pada upset pada unit Claus upstream. Secara relative, variasi dari rasio  $H_2S$  dan  $SO_2$  pada unit Claus dan fluktuasi volume gas umpan bisa diintegrasikan dengan unit desulfurisasi untuk menyuplai gas asam ke unit Claus dengan menggunakan amine yang sama contohnya DIPA, pada kedua desulfurisasi dan unit SCOT dan stripping dikombinasikan larutan rich dari kedua absorber pada regenerator tunggal skemainsi adalah aplikasi terbaik pada teknologi pengilangan minyak dimana ADIP proses

mengembangkan DIPA sebagai active agent yang digunakan untuk desulfurisasi gas kilang.

#### **2.4.2 Process Control**

Variabel kontrol yang paling penting dalam pengoperasian pabrik Claus adalah rasio hidrogen sulfida terhadap sulfur dioksida dalam gas reaksi yang memasuki katalitik konverter. Konversi maksimum yang dibutuhkan pada rasio ini dijaga konstan pada proporsi stoikiometri 2 mol H<sub>2</sub>S berbanding 1 mol sulfur dioksida. Penyimpangan yang cukup besar dari rasio stoikiometri menyebabkan penurunan drastis dalam efisiensi konversi (Valdes, 1964). Rasio yang tepat dikelola oleh kontrol aliran udara ke tungku reaksi, yang dapat dilakukan dengan *acid gas flow control*. Namun, metode ini hanya berhasil jika kandungan hidrogen sulfida gas asam konstan, karena tidak dapat mengimbangi variasi dalam jumlah aktual dari hidrogen sulfida yang mengalir ke tungku reaksi. Beberapa metode berdasarkan kontrol aliran udara telah dikembangkan, tetapi tidak banyak digunakan. Salah satu metode tersebut telah dijelaskan oleh Carmassi dan Zwilling (1967), Grancher (1978), dan Taggart (1980). Kebanyakan plant menggunakan kontrol aliran sederhana untuk umpan maju.

Selain itu, karena jalannya reaksi sangat dipengaruhi oleh temperatur, control temperatur menjadi salah satu variabel yang penting. Penyimpangan yang terjadi pada temperatur dapat menyebabkan perubahan efisiensi konversi. Contohnya, penurunan temperatur pada reaktor katalitik bisa menyebabkan penurunan aktivitas katalis karena adanya adsorpsi sulfur pada katalis. Kenaikan temperatur juga dapat menyebabkan perubahan struktur katalis yang menyebabkan penurunan aktivitas katalis juga.

#### **2.4.3 Masalah Proses Claus**

Masalah operasi serius pada unit Claus adalah deaktivasi katalis oleh pengendapan bahan karbon dan dalam beberapa kasus juga sulfat. Gas asam biasanya mengandung sejumlah kecil hidrokarbon, terutama jika sour gas dari gas-gas asam yang telah disisihkan, relatif kaya akan hidrokarbon alifatik dan aromatik berat molekul tinggi, yang agak larut dalam cairan penyerap yang digunakan dalam unit treating gas. Ketika kandungan asam gas hidrogen sulfida tinggi diproses, suhu dalam tungku reaksi biasanya cukup tinggi untuk menghasilkan pembakaran yang sempurna

dari semua hidrokarbon menjadi karbon dioksida dan air, dan tidak ada deposisi bahan karbon yang dialami.

Namun, pada suhu pembakaran yang rendah terjadi pada proses straight through, gas mengandung sekitar 40 sampai 50% hidrogen sulfida, cracking dan pembakaran parsial hidrokarbon memproduksi bahan karbon kompleks yang dibawa ke reaktor katalitik, secara bertahap menurunkan kinerja katalis. Selain itu, hidrokarbon bisa diumpankan langsung ke katalitik konverter pertama tanpa terbakar ketika proses *split-flow* yang digunakan. Hidrokarbon ini juga dapat menyebabkan kerusakan katalis. Aktivitas katalis sebagian dapat dipulihkan oleh oksidasi udara dari deposit karbon. Namun, regenerasi ini harus dilakukan selama tidak melebihi suhu sekitar 1.000 °F untuk menghindari panas yang menyebabkan perubahan struktur katalis. Katalis yang baik dapat diregenerasi beberapa kali, meskipun aktivitas agak berkurang dengan regenerasi.

Sama seserius pengendapan bahan karbon pada katalis adalah akumulasi bertahap sulfat, proses yang dikenal sebagai *sulfation*, yang umumnya mengurangi aktivitas katalis dan menghancurkan kemampuan katalis untuk menghidrolisis sulfida karbonil dan karbon disulfida. Masalah ini telah diselidiki secara ekstensif, dan dipromosikan formulasi katalis alumina yang telah dikembangkan untuk cukup tahan terhadap penonaktifan oleh *sulfation*. Penelitian katalis lebih lanjut telah mengarahkan pada pengembangan titania (titanium dioksida). Katalis ini menunjukkan stabilitas yang lebih besar terhadap penuaan termal (*aging thermal*) dan meningkatkan ketahanan terhadap *sulfation* dibandingkan dengan alumina yang dipromosikan. Katalis titania juga menunjukkan aktivitas yang lebih tinggi sehubungan dengan hidrolisis sulfida karbonil dan karbon disulfida. konversi COS dan CS<sub>2</sub> Tinggi telah dilaporkan pada suhu 570 °F (Janke, 1990). Hal ini memungkinkan operasi katalitik konverter pertama pada suhu yang lebih rendah daripada yang dipraktekkan dengan activated alumina, sehingga memperoleh peningkatan dalam *sulfur recovery*. Masalah operasi *Claus Plant* lain adalah kondensasi sulfur pada katalis yang mengakibatkan deaktivasi cepat. Hal ini dapat dihindari dengan mempertahankan suhu di katalitik konverter di atas titik embun sulfur campuran gas. Menaikkan suhu gas 50 °F biasanya cukup untuk menguapkan sulfur terkondensasi dan membangkitkan kembali aktivitas katalis (Norman, 1976).

#### 2.4.4 Modifikasi Proses Claus (Kohl, 1997)

*Basic Claus Process* masih terdapat batasan dan limitasi yang dapat mengganggu keefektifitasannya. Beberapa modifikasi telah diaplikasikan pada proses dasar Claus sebagai upaya untuk mengembangkan operasi yang optimum. Masalah yang timbul dalam proses Claus salah satunya adalah mengenai komposisi gas H<sub>2</sub>S pada umpan gas. Proses Claus hanya akan efektif jika digunakan untuk memproses gas asam dengan kandungan 50% H<sub>2</sub>S. Sayangnya, komposisi H<sub>2</sub>S terkadang sangat rendah (5-50%). Umpan seperti ini tidak akan cukup untuk mempertahankan nyala api pembakaran stabil pada tungku. Hal ini dapat mengakibatkan deaktivasi katalis yang disebabkan terbentuknya jelaga atau deposit karbon akibat pembakaran tidak sempurna. Selain itu, umpan gas juga sering mengandung komponen yang tidak diinginkan misalnya ammonia dan hidrokarbon terutama hidrokarbon berat. Sehingga modifikasi sangat diperlukan untuk mengatasi masalah tersebut (Mcintyre, 1997).

Teknik khusus, seperti pra-pemanasan dari udara pembakaran dan aliran gas asam, pembentukan sulfur dioksida dengan membakar daur ulang sulfur cair, daur ulang gas sisa panas Claus plant, dan penambahan bahan bakar gas hidrokarbon ringan ke gas umpan, diwajibkan untuk memproses gas asam rendah hidrogen sulfida (kurang dari 20%). Namun, ketika konten hidrogen sulfida umpan kurang dari sekitar 10%, pendekatan yang lebih baik adalah untuk *recovery* sulfur dengan oksidasi langsung hidrogen sulfida melalui katalis khusus (seperti proses *Selectox*, *Superclaus*, dan MODOP). Sebuah tinjauan dari sejumlah alternatif Claus konfigurasi pabrik telah disajikan oleh Beavon dan Leeper (1977), Parnell (1985), Chute (1977), dan Fischer (1979, 1985).

Masalah lain juga muncul, konversi hidrogen sulfida ke sulfur elemental di bawah kondisi operasi pabrik Claus sangat terbatas oleh hubungan kesetimbangan dari reaksi kimia pada proses tersebut. Sebagai akibat dari keterbatasan ini, proses Claus dasar, dalam banyak kasus, tidak cukup untuk mengurangi emisi atmosfer senyawa sulfur ke tingkat yang diharuskan oleh peraturan tentang polusi udara. Dalam kasus ini, proses dasar Claus harus dilengkapi dengan proses khusus yang lain yang dirancang untuk menghilangkan senyawa sulfur sisa dari tail plant Claus gas, yaitu proses *Tail Gas Treatment Unit* (TGTU).

Hingga saat ini telah banyak modifikasi yang telah dilakukan di seluruh dunia. Berbagai metode dan teknologi terbaru sudah banyak diperkenalkan. Perbandingan metode dan teknologi proses terbaru ditampilkan dalam table berikut:

Tabel 2.3. Perbandingan beberapa teknologi *sulfur recovery*

Kriteria	Sub-kriteria	Standard	Claus	Super Claus	Selectox	Liquid Process
Acid Gas Processing Capability	H <sub>2</sub> S: Low		Tidak Cocok	>5%	> 1%	Full Range
	H <sub>2</sub> S: Medium		Tidak Cocok	Full Range	Full Range	Low Absorbent Capacity
	COS Dan CS <sub>2</sub>		Affect	Affect	Affect	No Affected
	RSH		Bisa Deposisi	Bisa Deposisi	Bisa Deposisi	Bisa Terflotasi
	Hidrokarbon		Carbon Deposisi Dan Deaktivasi Katalis	Carbon Deposisi Dan Deaktivasi Katalis	Carbon Deposisi Dan Deaktivasi Katalis	Foaming
Recovery Capability	H <sub>2</sub> s	90%	93%	99%	96%	99%
	COS Dan CS <sub>2</sub>	90%	> 90%	> 90%	< 90 %	No Converted
	RSH	90%	Konversi Sebagian	Konversi Sebagian	No Converted	No Converted
Efisiensi Proses	Konsumsi Energi	1.7	1	1	0.8	0.6
	Recovery Energi	11.5	Recover Steam	Recover Steam	Recover Heat	No Recovery
Reactor Complexity	Sistem Reaktor	Solid Fixed Bed	1	1	0.9	1.2
	Proses Utama	4	4	4	3	1
	Internal Recycle	0	No Recycle	No Recycle	1 Recycle	2
	Separasi Fasa	<sup>3</sup> Gas/Liquid	3 G/L	3 G/L	1 G/L	1 G/L
Reactor Design	Kondisi Temperatur	1100	2400	2400	700	Ambient
	Kondisi Tekanan	15	Compatible	Compatible	Compatible	Compatible
	Space Velocity	> 1000 Hr	1	1	0.9	0.5
	Pendekatan Ke Ekuilibrium Pada Outlet	< 100 Degr F	< 100 F	< 100 F	< 100 F	< 100 F
Properti Katalis/Reagent	Active Constituent	Non-Noble	Alumina/Silica-Iron	Alumina/Silica-Iron	Alumina/Non Noble	Iron Complex/Vanadium
	Life/Cycle Time	> 2 Years	Acceptable	Acceptable	Acceptable	Kehilangan Ke Sulfur Cake
	Regenerability	Regenerable	No	No	No	Continuous
	Safety	High	1	1	1	0.7
	Disposisi Katalis	None	No Treatment	No Treatment	No Treatment	Yes
	Storage/Activation	None	No	No	No	Reagent Storage

Tabel 2.4. (Lanjutan) Perbandingan beberapa teknologi *sulfur recovery*

Group	Kriteria	Standard	Claus	Superclaus	Selectox	Liquid Process
Desain Pabrik	Kompleksitas	1.0 (Maks)	1	1.3	0.8	0.5
	Utility Dan Reagent	1.0 (Maks)	1	1.2	0.9	0.5
	Fleksibilitas: Coal Type	All	All	All	All	All
	Fleksibilitas: Sistem AGR	All	Selective	Selective	No	No
	Fleksibilitas: TGT/FGD	All	TGTU Req'd	TGTU Not Req'd	TGTU Req'd	Ventable TG
Integrability	Pretreatment Gas Asam	None	Hydrolisis Req'd	Hydrolisis Not Req'd	Hydrolisis Req'd	Hydrolisis Req'd
	Treatment Gas Venting	None	TGTU Req'd	TGTU Not Req'd	TGTU Req'd	Ventable TG
	Kualitas Sulfur	None	Good	Good	Good	Poor
Material	Availability	Std Material	Std Material	Std Material	Std Material	Std Material
	Corrosion Resistance	< 1.0	1	1	1	0.4
Control	Sistem Kontrol	< 1.0	1	1	0.9	1.2
	Turndown	50%	Wide	Wide	Wide	Limited
	Respon Ke Upset	> 1.0	Acceptable	Acceptable	Acceptable/Very Responsive	Acceptable Both
Reliability	Konsekuensi Kegagalan	Min	Min	Min	Min	Min
	Ekstra Maintenance	< 1.0	1	1	1.9	1.5
Aspek Lingkungan	Buangan Solid	None	None	None	None	Poor Quality
	Buangan Liquid	None	None	None	None	No
	Buangan Gas	None	None	None	None	None

Sumber: Hubbard (1985)

Penjelasan table diatas adalah sebagai berikut:

- *Acid gas processing capability*

Merupakan kemampuan proses sulfur recovery unit untuk mengolah gas asam. Terdiri dari kemampuan untuk menangani gas asam dengan kadar H<sub>2</sub>S rendah medium maupun tinggi, gas asam yang mengandung COS, CS<sub>2</sub>, RSH maupun hidrokarbon. Dari hasil perbandingan terlihat bahwa proses Claus tidak cocok untuk gas asam dengan kadar H<sub>2</sub>S rendah sedangkan untuk superclaus, selectox, maupun proses liquid

seperti LO-CAT dapat dengan baik memproses gas asam rendah  $H_2S$  tersebut. Untuk gas asam dengan kandungan COS dan  $CS_2$ , proses Claus, Superclaus serta Selectox akan terpengaruh sedangkan liquid proses tidak terpengaruh. Keberadaan RSH dan hidrokarbon akan membuat katalis Claus, Superclaus serta Selectox akan terdeaktivasi sedangkan Liquid Process dapat menyebabkan foaming.

- *Recovery Capability*

Merupakan kemampuan recovery untuk gas asam seperti  $H_2S$ , COS,  $CS_2$  dan RSH oleh suatu proses SRU. Recovery capability dapat diartikan sebagai persen gas konstituen yang terkonversi menjadi sulfur, untuk sulfur recovery saja tanpa memperhitungkan proses lebih lanjut seperti TGTU. Recovery capability tertinggi diraih oleh proses superclaus sedangkan untuk terendah diraih oleh proses Claus. Untuk konversi COS,  $CS_2$ , dan RSH dapat terkonversi dengan baik oleh Claus dan superclaus sedangkan selectox tidak dapat optimum.

- Efisiensi energi

Menunjukkan besar efisiensi energy yang dapat diperoleh oleh proses SRU. Pada bagian ini, dapat diketahui juga perbandingan konsumsi energy serta energy recovery untuk masing-masing proses SRU. Proses yang paling efisien dalam segi energy adalah proses Claus dan Superclaus karena dapat membentuk steam.

- *Reactor complexity*

Menunjukkan tingkat kekompleksan suatu proses SRU. Tingkat kekompleksan yang dimaksud adalah system reactor yang digunakan, jumlah proses utama yang dipakai, jumlah recycle dan bypass, serta jumlah fasa dan pemisahan fasa. System reactor yang paling kompleks dan memiliki jumlah proses utama terbanyak adalah proses Claus dan Superclaus.

- *Reactor design*

Criteria ini menunjukkan beberapa parameter desain seperti kondisi temperature dari reactor atau absorber, tekanan, space velocity (perbandingan volume reactor dan katalis), serta pendekatan ke kesetimbangan. Kondisi operasi pada reactor claus dan superclaus sangat tinggi yakni sekitar 2400 F sedangkan selectox adalah 700 F. Kondisi operasi pada liquid proses adalah ambient.

- *Properti katalis/reagent*

Bagian ini menunjukkan beberapa parameter katalis seperti jenis katalis yang dipakai, waktu siklus katalis, kemampuan regenerasi, aspek safety, aspek disposisi katalis, dan

aspek penyimpanan. Untuk aspek safety, proses claus dan superclaus memiliki tingkat resiko akan safety lebih besar daripada liquid proses sedangkan untuk aspek penyimpanan liquid process memerlukan tangki penyimpanan untuk reagen yang dipakai.

- *Integrability*

Bagian ini meliputi keperluan adanya pretreatment gas asam, treatment gas venting serta kualitas sulfur. Pertimbangan yang paling penting adalah kualitas sulfur yang dihasilkan pada proses liquid ternyata tidaklah sebagus proses yang lain.

- *Material*

Parameter penting yang disoroti pada bagian ini adalah besarnya corrosion resistance dan ketersediaan material yang ada. Untuk *corrosion resistance*, proses liquid lebih baik daripada proses yang lainnya.

- *Control*

Aspek control merupakan salah satu aspek yang sangat penting karena dengan adanya pertimbangan aspek control proses, SRU ini akan selalu beroperasi pada keadaan yang optimal.

- *Reliability*

Merupakan tingkat ketahanan uji terhadap setiap gangguan yang ada. Sebagai perbandingannya adalah seberapa besar konsekuensi kegagalan terhadap produk yang dihasilkan. Untuk proses liquid proses maintenance dilakukan lebih besar daripada proses lainnya sehingga sangat tidak ekonomis.

- *Aspek lingkungan*

Aspek lingkungan juga merupakan focus perhatian yang penting bagi semua jenis industri, termasuk dalam produksi sulfur pada unit SRU ini. Dalam bagian ini akan dibandingkan beberapa buangan solid, liquid, maupun gas untuk masing-masing proses SRU.

#### **2.4.4.1 BSR/*Selectox* Process**

Proses ini, yang dikembangkan oleh Union Oil Company of California (sekarang Unocal Corporation) dan The Parsons Corp, menggunakan katalis *Selectox 33* untuk oksidasi konsentrasi hidrogen sulfida yang relatif rendah menjadi sulfur elemental dalam operasi satu langkah..

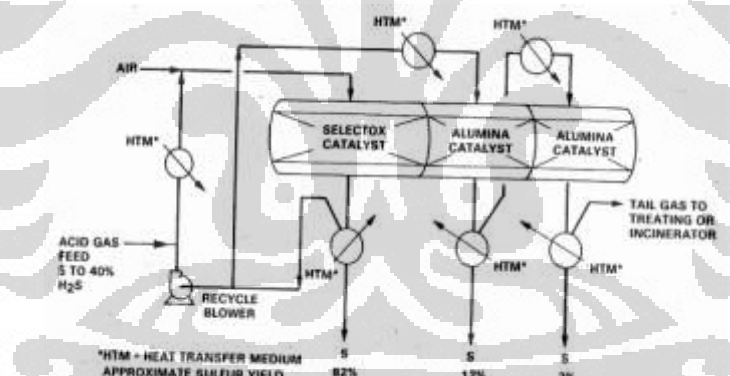
Katalis *Selectox 33* sangat selektif untuk oksidasi hidrogen sulfida menjadi sulfur, tanpa pembentukan  $\text{SO}_3$  dan oksidasi baik hidrogen atau hidrokarbon jenuh.



Juga diklaim sangat aktif dan stabil untuk mempertahankan aktivitasnya selama jangka waktu yang lama tanpa regenerasi, ketika beroperasi pada suhu yang sama dengan yang dihadapi dalam reaktor Claus (Beavon et al, 1979, 1980.). Pabrik komersial pertama *BSR/Selectox* mulai beroperasi pada tahun 1978 dan dilaporkan adalah mencapai efisiensi yang konsisten keseluruhan sebesar 98,5-99,5%, meskipun efisiensi Claus terdahulu memiliki konversi antara 93-96%.

Ada tiga cara operasi dari proses selectox, tergantung pada jumlah kandungan  $H_2S$  dalam laju alir masukan gas. Proses *Once Through Selectox* cocok untuk aliran asam gas encer yang mengandung sampai sekitar 5%  $H_2S$ , seperti gas panas geotermal, sementara proses *two stage Selectox* dengan daur-ulang dapat digunakan untuk aliran gas hidrogen sulfida yang mengandung lebih dari 5%. Sekitar 80% konversi hidrogen sulfida ke sulfur didapatkan pada reaktor *Selectox* dalam dua versi dari proses ini (Beavon et al, 1980.).

Untuk gas asam yang mengandung 5-40% mol  $H_2S$  dapat menggunakan proses *three stage selectox process* dengan proses *recycle*. Proses ini mirip dengan proses Claus namun menggunakan katalis selectox 33.



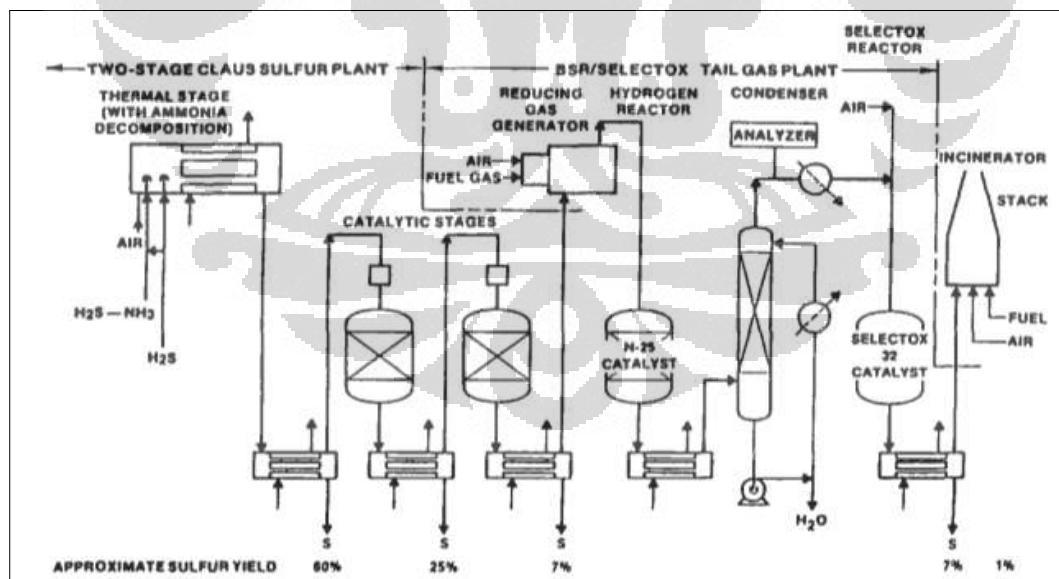
Gambar 2.8. Proses Three Stage Selectox dengan recycle

(Hubbard, 1985)

Pada tahun 1994, dicatat bahwa lebih dari 10 unit *Selectox Recycle* beroperasi (Unocal Science Div. dan Parsons Corp pada 1994). Operasi komersial dari unit *Selectox Recycle* telah digambarkan oleh Goar (1982) dan Delaney et al. (1990). Unit ini dilaporkan dapat *recovery* sekitar 20 LTPD sulfur dari aliran gas asam yang mengandung  $H_2S$  13% (kebanyakan  $CO_2$ ) dengan efisiensi *sulfur recovery* lebih besar dari 95,0%. Variasi lebih lanjut dari proses *Selectox*, termasuk unit pengemasan dan unit tiga-tahap dengan daur ulang, telah disampaikan oleh Hass dkk (1981).

Proses *BSR/Selectox* digunakan untuk menghilangkan hidrogen sulfida dari gas ekor Claus setelah proses Claus dan hidrogenasi BSR. Proses ini merupakan tail gas treatment setelah proses Claus dan hidrogenasi. Campuran gas panas dilewatkan ke katalis bed BSR yaitu cobalt molybdate dimana semua komponen non  $H_2S$  akan dirubah menjadi  $H_2S$ . Aliran gas hidrogenasi didinginkan dalam uap air generator dan secara langsung dikontakkan ke condenser sehingga mendekati suhu ambient untuk mengkondensasi air. Gas yang didinginkan kemudian dipanaskan dan dicampur dengan udara stoikiometri sebelum diumpankan ke reactor katalis selectox menurut reaksi (2.1). Sekitar 80%  $H_2S$  yang sampai di katalis selectox dikonversi dan direcovery sebagai sulfur. Sekitar 99,5% *sulfur recovery* secara keseluruhan, termasuk Claus unit, dapat dicapai. *Recovery* bahkan bisa lebih tinggi lagi dicapai jika limbah dari reaktor *Selectox* diproses lagi dalam tahap Claus akhir.

Kelebihan utama dari proses *Selectox* jika dikombinasikan dengan proses BSR dapat menghemat biaya modal yang besar jika sebuah sistem Stretford dengan reaktor *Selectox*. Selain itu, masalah mengenai limbah cair dapat dihilangkan. Keuntungan dari dua versi lain dari proses ini adalah adalah cocok untuk *recovery* gas  $H_2S$  yang sangat encer yang tidak dapat diproses dalam unit Claus konvensional. Operasi ini cukup sederhana dan handal dengan konversi sangat tinggi (Goar, 1982).



Gambar 2.9. Skema Proses *BSR/Selectox*

(Beavon, 1979)

Proses dan aplikasi komersial pertama telah dijelaskan oleh Beavon et al. (1979), Beavon et al. (1980), Hass et al. (1981, 1982), Goar (1982), Warner (1982), dan Delaney et al. (1990).

Keluaran dari reaktor didinginkan dan sulfur terkondensasi. Bila diperlukan, gas yang didinginkan dapat diproses lebih lanjut dalam tahap Claus akhir. Gas yang meninggalkan kondenser akhir diinsinerasi baik secara termal atau katalitik sebelum dibuang ke atmosfer. Perubahan komposisi gas dalam proses ditunjukkan pada Tabel 2.6.

Tabel 2.5. Perubahan komposisi gas pada proses *BSR/Selectox*

Component	Unit	Claus Tail Gas	After Hydrogenation	After Cooling	After BSR/Selectox	After Final Claus	After Incineration
H <sub>2</sub> S	ppmv	4,000-10,000	10,000-15,000	12,000-20,000	2,000-3,000	400-600	*1
SO <sub>2</sub>	ppmv	3,000-6,000	*0	*0	1,000-1,500	200-300	1,000-1,500
COS	ppmv	300-5,000	10-30	15-40	15-40	15-40	*1
CS <sub>2</sub>	ppmv	300-5,000	*0	*0	*0	*0	*0
Sr	ppmv	700-1,000	*0	*0	700-800	700-800	*1
H <sub>2</sub>	vol %	1-3	2-3	3-4	2-3	2-3	0
CO	vol %	0.5-1	*0	*0	*0	*0	0
CO <sub>2</sub>	vol %	1-15	1-15	1-20	1-20	1-20	1-15
H <sub>2</sub> O	vol %	30-35	30-35	1.5-4	3-6	3-6	8-12
N <sub>2</sub>	vol %	60-70	80-90	80-90	80-90	80-90	80-90
Cumulative percent of Claus feed recovered		93-96	93-96	93-96	98.5-99	99.4-99.6	99.4-99.6

\*Approximate.  
 †As S<sub>2</sub>  
 Reprinted with permission from *Oil and Gas Journal*, March 12, 1979. Copyright PennWell Publishing Company  
 Source: Beavon et al. (1979)

Sumber: Beavon (1979)

#### 2.3.4.2 Superclaus

Proses *Superclaus* dikembangkan oleh Netherlands by Comprimo BV, VEG-Gasinstituut, and the University of Utrecht dan telah dideskripsikan oleh Lagas et al. proses ini dikembangkan untuk meningkatkan kapasitas sulfur recovery dari proses Claus dengan mengurangi batasan termodinamika. Proses ini meningkatkan konversi sulfur dengan menggantikan reaksi Claus reversible (reaksi 1) dengan reaksi yang irreversible. Hal ini dapat terwujud dengan penggunaan katalis pada konverter terakhir pada unit Claus. Katalis yang digunakan adalah alpha-alumina atau silica substrat dengan support iron dan kromium oksida. Katalis dapat dengan selektif mengkonversi H<sub>2</sub>S sebanyak 85% menjadi sulfur elemental. Pembentukan SO<sub>2</sub> sangat rendah, bahkan dengan keberadaan udara berlebih dan kereaktifitasan reaksi reversible Claus karena rendahnya kesensitifitasan katalis terhadap air. Juga tidak ada oksidasi dari karbon monoksida dan hydrogen dan tidak ada pembentukan karbonil sulfide atau karbon disulfide. Terdapat dua versi yaitu Superclaus 99 dan Superclaus 99.5

Proses *Superclaus 99* seperti yang terlihat pada gambar, terdiri dari stage termal Claus konvensional yang diikuti oleh dua atau tiga reaktor katalitik yang

dipasang katalis Claus dan konverter terakhir yang dipasang katalis *Superclaus*. Masing-masing konverter mempunyai reheater upstream dan kondenser outlet. Udara untuk oksidasi  $H_2S$  disuplai pada dua tempat. Sebagian besar adalah pada tungku pembakaran reaksi dan selebihnya pada aliran upstream ke reaktor Superclaus. Pada stage termal, gas asam dibakar dengan udara secara stoikiometrik sehingga kelebihan gas  $H_2S$  masih berada pada aliran keluaran reaktor Superclaus sehingga dapat menekan konsentrasi  $SO_2$ . Konsentrasi  $H_2S$  dikontrol pada titik 0.8-3.0 %vol. Kontrol rasio atas  $H_2S:SO_2$  tidak lagi diperlukan karena  $H_2S$  yang masih berada dalam gas proses akan dioksidasi langsung menjadi sulfur elemental oleh katalis Superclaus dalam keberadaan udara berlebih. Kelebihan udara membuat fleksibilitas dalam proses kontrol diperlukan untuk perubahan flow rate umpan gas asam dan komposisinya. Sulfur yang diproduksi pada masing-masing stage dikondensasi pada kondenser downstream. Karbonil sulfida dan karbon disulfida yang diproduksi pada stage termal masih harus dihidrolisis pada konverter Claus pertama karena tidak dihilangkan pada katalis Superclaus. Untuk proses Superclaus 99.5, perbedaannya adalah adanya unit hidrogenasi antara reaktor terakhir unit claus dengan reaktor Superclaus.

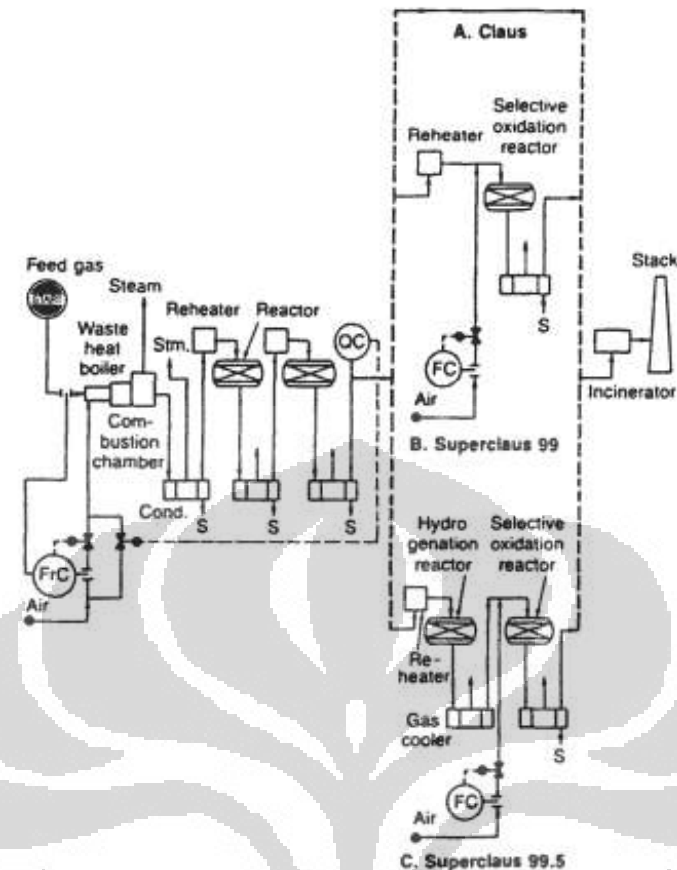


Figure 8-23. Superclaus 99 and 99.5 processes (Lagas et al., 1989). Reproduced with permission from *Hydrocarbon Processing*

Gambar 2.10. Skema proses *Superclaus* (Kohl, 1997)

## 2.5 CAPEX dan OPEX

Secara sederhana *capital expenditure* adalah alokasi yang direncanakan (dalam *budget*) untuk melakukan pembelian/perbaikan/penggantian segala sesuatu yang dikategorikan sebagai aset perusahaan secara akuntansi. Perlu diingat tidak semua perusahaan menggunakan *capital expenditure* dalam *budget*. Umumnya adalah perusahaan yang telah memiliki basis konsumen jangka panjang maupun jangka pendek (namun stabil) serta menggunakan modal (kapital) dalam jumlah yang besar. Seperti industri minyak dan gas, telekomunikasi dan alat-alat berat.

Sedangkan *operating expenditure* adalah alokasi yang direncanakan dalam budget untuk melakukan operasi perusahaan secara normal. Dengan kata lain *operating expenditure* (biaya operasi) digunakan untuk menjaga kelangsungan aset dan menjamin aktivitas perusahaan yang direncanakan berlangsung dengan baik.

Karena sifatnya biaya sehari-hari maka biaya operasi tidak meliputi pajak pendapatan, depresiasi, dan biaya financing (bunga pinjaman).

Perlu diingat memang istilah biaya operasi dan biaya modal tidak kita temukan dalam neraca perusahaan atau laporan keuangan. Kedua istilah biaya operasi (operating expense) dan biaya modal (capital expense) akan kita temui ketika kita berhadapan dengan hal-hal yang berhubungan dengan sisi akuntansi biaya (*cost accounting*) dalam suatu perusahaan.

*Capital expenditure* (CAPEX atau capex) adalah pengeluaran yang menciptakan keuntungan dimasa depan. *Capital expenditure* tersebut terjadi ketika sebuah bisnis menginvestasikan uang baik untuk membeli aset tetap atau untuk menambah nilai aset tetap yang ada dengan masa manfaat yang meluas dari tahun yang kena pajak. *Capex* digunakan oleh perusahaan untuk memperoleh atau meningkatkan aset fisik seperti peralatan, properti, atau bangunan industri. Dalam akuntansi, suatu belanja modal ditambahkan ke akun aktiva ("dikapitalisasi"), sehingga meningkatkan basis asset (biaya atau nilai aset yang telah disesuaikan untuk tujuan perpajakan).

Sementara itu, opex meliputi akuntansi biaya, biaya lisensi, pemeliharaan dan perbaikan, seperti pelayanan kebersihan, pengendalian hama, dan perawatan kebun, iklan, biaya kantor, persediaan, biaya pengacara dan biaya legal, utilitas, seperti telepon, asuransi, properti manajemen, termasuk manajer penduduk, pajak properti, perjalanan dan biaya kendaraan, gaji dan upah, serta bahan baku.

## **BAB 3**

### **METODE PERANCANGAN**

Untuk analisis kelayakan pembangunan *sulfur recovery unit* lapangan gas Blok “Z” maka perlu dilakukan beberapa tahapan proses atau aktivitas. Uraian proses–proses yang dijalankan untuk menganalisis kelayakan tersebut antara lain.

#### **3.1 Studi Literatur**

Studi literatur merupakan tinjauan awal mengenai sulfur meliputi teknologi proses sulfur recovery untuk menghasilkan sulfur padat dari aliran gas alam, teori keekonomiteknikan, serta kelayakan.

#### **3.2 Pengumpulan Data**

Pengumpulan beberapa data dan informasi yang diperlukan mencakup data-data sebagai berikut:

##### **3.2.1 Data Teknis**

- Data spesifikasi serta kondisi gas umpan
- Data spesifikasi sulfur yang akan dihasilkan
- Data kinetika reaksi pada reaktor
- Data kondisi operasi teoritis

##### **3.2.2 Data Harga Dan Biaya**

- Data harga peralatan yang akan dipakai
- Data biaya instalasi alat dan konstruksi unit
- Data biaya-biaya lainnya

#### **3.3 Pemilihan Basis Teknologi Sulfur Recovery**

Pemilihan teknologi terbaik dilakukan dengan membandingkan beberapa teknologi sulfur recovery berdasarkan parameter-parameter tertentu. Teknologi SRU yang akan diperbandingkan adalah proses Claus dasar dan Claus termodifikasi. Parameter-parameter untuk memperbandingkan tersebut antara

lain kemampuan *recovery* sulfur, efisiensi proses dan energi, kapasitas produksi, kualitas produk sulfur, dan sebagainya.

### 3.4 Simulasi Kondisi Paling Optimum

Simulasi terhadap teknologi sulfur recovery tersebut dilakukan dengan bantuan software komersial. Software yang akan digunakan untuk simulasi proses ini adalah *PROMAX*. *PROMAX* adalah perangkat lunak untuk simulasi proses dari *Bryan Research and Engineering* yang dapat digunakan secara khusus untuk simulasi *sulfur recovery* (BR&E, 1993).

Simulasi ini dilakukan dengan melakukan optimasi terhadap teknologi sulfur recovery untuk mendapatkan kondisi teknis operasi yang paling optimal. Kondisi yang optimal ini didapatkan ketika hasil simulasi proses dapat memenuhi produksi sulfur padat yang sesuai standar spesifikasi dengan kapasitas produksi dan konversi terbesar, dan juga efisien termasuk dalam pemakaian energi. Hasil dari tahap ini menghasilkan rancangan yang akan dianalisis lagi dari segi *capex* serta *opex*-nya.

Simulasi dan optimasi yang akan dilakukan dengan software meliputi beberapa hal diantaranya

1. Kondisi operasi yaitu temperatur reaktor untuk stage termal maupun katalitik.
2. Temperatur unit *reheater*, kondenser, dan *heat transfer medium* lainnya.
3. Optimasi *flow scheme* diantaranya optimasi aliran *bypass* dan *recycle* untuk meningkatkan konversi.
4. Flow rate reaktan meliputi udara (oksigen) dan gas asam ( $H_2S$ ).

Dengan optimasi beberapa aspek diatas, parameter yang diamati dari hasil simulasi proses adalah sebagai berikut:

1. Laju produksi sulfur padat
2. Efisiensi konversi senyawa sulfur menjadi sulfur padat
3. Kualitas (kemurnian) sulfur padat yang memenuhi spesifikasi standar produk sulfur.
4. Konsumsi dan konservasi energi.



### 3.5 Penentuan Dimensi Dan Kapasitas Peralatan

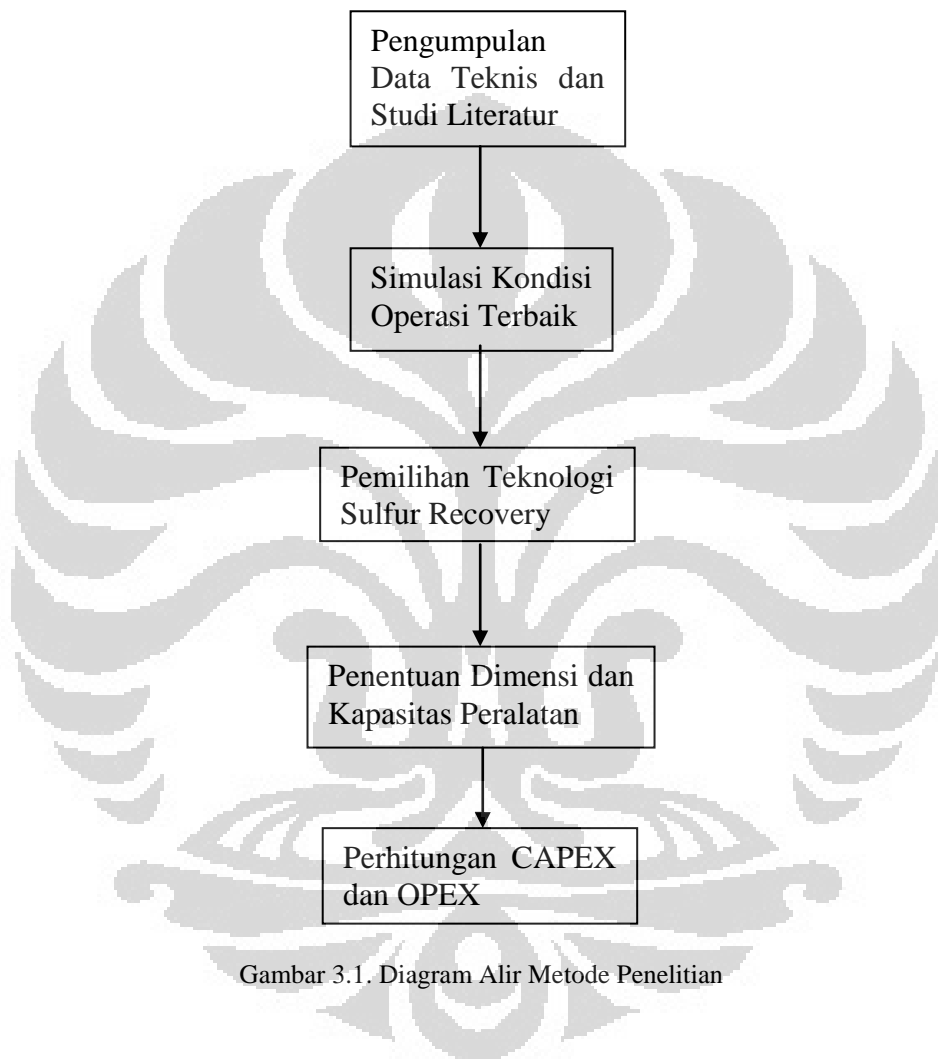
Dari simulasi dan optimasi yang telah dilakukan dan dengan mengetahui kapasitas sulfur padat yang diperoleh, maka dapat dihitung jenis dan kapasitas peralatan utama maupun pendukung dari pembangunan sulfur recovery unit.

### 3.6 Perhitungan *Capital Expenditure* Dan *Operating Expenditure*

Analisis keekonomiteknikan dilakukan dengan dua parameter yaitu CAPEX dan OPEX. Analisis dengan kedua parameter tersebut dibandingkan dengan standar penilaian keekonomian yang sudah ditetapkan sebelumnya.

Rincian perhitungan Capex dan Opex adalah sebagai berikut:

- CAPEX
  - *Total Bare Modul Cost*
  - *Site Development Cost*
  - *Building Cost*
  - *Offsite Facilities Cost*
  - *Contingency*
  - *Contractor Fee*
  - *Working Capital*
  - *Initial Catalyst And Solvent Cost*
- OPEX
  - Biaya Bahan Langsung
  - Biaya Tenaga Kerja Langsung
    - Biaya Tenaga Kerja Tidak Langsung
    - Biaya Utilitas
    - Biaya Asuransi
  - Biaya Tetap Pabrik
  - Biaya Perawatan



Gambar 3.1. Diagram Alir Metode Penelitian

## BAB 4

### HASIL DAN PEMBAHASAN

#### 4.1 Filosofi Dasar Proses *Sulfur Recovery*

Gas asam yang mengandung  $H_2S$  diumpankan kedalam unit *preheater* yang didesain sebagai *fired heater* untuk proses pemanasan awal sebelum diumpankan ke unit tungku pembakaran. Pada tungku pembakaran terjadi pembakaran gas  $H_2S$  dan oksigen yang disuplai dari udara bebas yang sebelumnya juga turut dipanaskan terlebih dahulu (*preheating*). Reaksi pembakaran gas asam ini membentuk sulfur elemental dan gas  $SO_2$ . Untuk menjaga suhu nyala adiabatik api pada pembakaran gas asam, turut dibakar *fuel gas* ( $CH_4$ ) juga. Suhu teoritis pembakaran yang terjadi di tungku adalah sekitar 1800-2500 °F (982-1371 °C) sedangkan suhu pembakaran yang terjadi pada simulasi *sulfur recovery unit* (SRU) adalah 1284 °C. Sulfur yang terbentuk secara teoritis pada tahap termal adalah 60-70% akan tetapi pada perancangan ini didapatkan konversi lebih besar yaitu sebesar 87%.

Sulfur yang terbentuk ini kemudian didinginkan dalam *waste heat boiler* (WHB) dan dikondensasi di kondensor sulfur termal. Gas proses kemudian meninggalkan kondensor sulfur termal dan dipanaskan kembali sampai temperatur 450-540 °F sebelum diumpankan ke katalitik konverter pertama dimana sulfur tambahan diproduksi dengan reaksi gas hidrogen disulfida dan sulfur dioksida secara katalitik. Gas proses selanjutnya meninggalkan katalitik konverter pertama dan sulfur dikondensasi pada kondensor sulfur 1. Gas proses keluaran kondenser dipanaskan kembali sebelum memasuki katalitik konverter kedua untuk memulai reaksi katalitik kembali. Proses pemanasan kembali (*reheating*), reaksi katalitik, dan kondensasi sulfur diulang-ulang sebanyak tiga kali untuk meningkatkan konversi. *Tail gas* keluaran dari kondenser terakhir SRU selanjutnya diumpankan ke unit *Tail Gas Treatment* sebelum dibakar di unit *incinerator* dan di *venting* ke atmosfer.

Pada perancangan SRU ini, simulasi dilakukan dengan menggunakan teknologi proses *Basic Claus* dan Claus termodifikasi. Teknologi Claus termodifikasi menggunakan reaktor *subdewpoint* pada konverter ketiga. Konverter ketiga ini

beroperasi pada suhu inlet dibawah titik embun gas proses. Perbandingan kondisi operasi pada SRU teoritis maupun hasil simulasi yang mencakup teknologi *basic Claus* serta *Modified Claus* ditampilkan pada tabel 4.1:

Tabel 4.1. Perbandingan Kondisi Operasi Basis dan Aktual Simulasi

	Teoritis	<i>Basic Claus</i>	<i>Modified Claus</i>	Unit
Suhu Preheating Gas Asam	230	329.4	329.6	°C
Suhu Tungku Pembakaran	982-1371	1283.9	1284.0	°C
Suhu outlet Kondenser Termal	232-282	204.4	204.6	°C
Suhu outlet Kondenser 1	152-182	148.9	149.0	°C
Suhu outlet Kondenser 2	132-152	132.2	120.2	°C
Suhu outlet Kondenser 3	122-142	121.1	NONE	°C
Suhu inlet konverter 1	232-249	251.7	248.3	°C
Suhu inlet konverter 2	199-221	157.8	185.7	°C
Suhu inlet konverter 3	188-210	142.0	65.2	°C
Kenaikan Suhu konverter 1	44-100	46.9	44.0	°C
Kenaikan Suhu konverter 2	14-33	18.4	15.9	°C
Kenaikan Suhu konverter 3	3--8	2.6	6.7	°C
Konversi H <sub>2</sub> S pada Tungku	60	75.6	75.6	%
Konversi H <sub>2</sub> S konverter 1	62.5	55.0	62.9	%
Konversi H <sub>2</sub> S konverter 2	47	83.0	76.8	%
Konversi H <sub>2</sub> S konverter 3	62.5	66.6	94.7	%
Konversi H <sub>2</sub> S Overall	96-98	99.4	99.9	%

Kondisi gas asam umpan, produk sulfur, serta *tail gas* ditampilkan pada tabel 4.2:

Tabel 4.2 Perbandingan Kondisi Umpan, Produk dan *Tail Gas* Kedua Teknologi Proses

	Kondisi Umpan Gas Asam	Kondisi Produk		Kondisi Tail Gas		Unit
		<i>Basic Claus</i>	<i>Modified Claus</i>	<i>Basic Claus</i>	<i>Modified Claus</i>	
<i>Temperature</i>	42.93	168.33	170.47	121.11	71.81	°C
<i>Pressure</i>	148.24	101.00	101.70	101.00	101.00	kPa
<i>Molar Flow</i>	47.34	1.38	2.60	8.30	132	mol/s
<i>Mass Flow</i>	6529	2249	2273	13548	13521	kg/hr
<i>Composition</i>						
H <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	1.34	1.34	%
Argon	0.00	0.00	0.00	0.59	0.59	%
O <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
N <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	50.56	50.58	%
Methane	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	%
CO	0.00	0.00	0.00	3.27	3.28	%
CO <sub>2</sub>	52.19	0.00	0.00	19.61	19.62	%
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
H <sub>2</sub> S	41.90	0.02	0.02	0.08	0.02	%
COS	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	%
Propane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
SO <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.06	0.03	%
CS <sub>2</sub>	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	%
Isobutane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
n-Butane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
Isopentane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
n-Pentane	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
Ammonia	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
Water	5.84	0.00	0.00	24.45	24.52	%
S <sub>1</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
S <sub>2</sub>	0.00	0.03	0.03	0.00	0.00	%
S <sub>3</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
S <sub>4</sub>	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
S <sub>5</sub>	0.00	0.39	0.40	0.00	0.00	%
S <sub>6</sub>	0.00	15.53	15.65	0.00	0.00	%
S <sub>7</sub>	0.00	8.29	8.43	0.00	0.00	%
S <sub>8</sub>	0.00	75.73	75.46	0.01	0.00	%
Benzene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
Toluene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
m-Xylene	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%
Mercaptan	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	%

#### 4.1.1 Perbandingan Teknologi *Sulfur Recovery*

Pada studi mengenai teknologi *sulfur recovery*, dilakukan perbandingan teknologi terhadap dua jenis teknologi yang berbeda yaitu *Basic Claus Process* dan Claus dengan modifikasi. Setelah dilakukan simulasi terhadap kedua jenis teknologi tersebut akan diperbandingkan menurut beberapa parameter-parameter yang telah ditentukan dari masing-masing teknologi proses tersebut. Perbandingan kedua teknologi tersebut ditampilkan pada tabel 4.3:

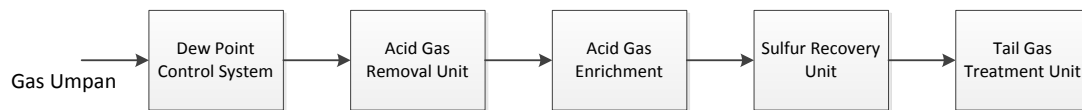
Tabel 4.3 Perbandingan Teknologi Proses *Sulfur Recovery*

Parameter	<i>Basic Claus</i>	<i>Modified Claus with Subdew Reactor</i>	Unit
Laju Produksi Sulfur	53.98	54.55	ton/d
Kemurnian Sulfur Produksi	99.997	99.997	% w
Tingkat <i>Sulfur Recovery</i>	98.2	99.6	%
<i>H<sub>2</sub>S Removal</i>	99.4	99.9	%
Total Energi Dibutuhkan	1332.687	1332.688	kW
Energi per Ton Sulfur	0.2857	0.2828	J/ton
<i>TGTU requirement</i>	Perlu	Fleksibel	

Berdasarkan perbandingan kedua jenis teknologi proses diatas, proses sulfur recovery menggunakan Claus termodifikasi memiliki kapasitas produksi sulfur lebih banyak, jumlah energi per ton sulfur yang lebih sedikit serta tingkat *sulfur recovery* yang lebih tinggi. Untuk alasan itu, maka proses sulfur recovery yang dipilih adalah Claus Termodifikasi dengan menggunakan *Subdew Reactor*.

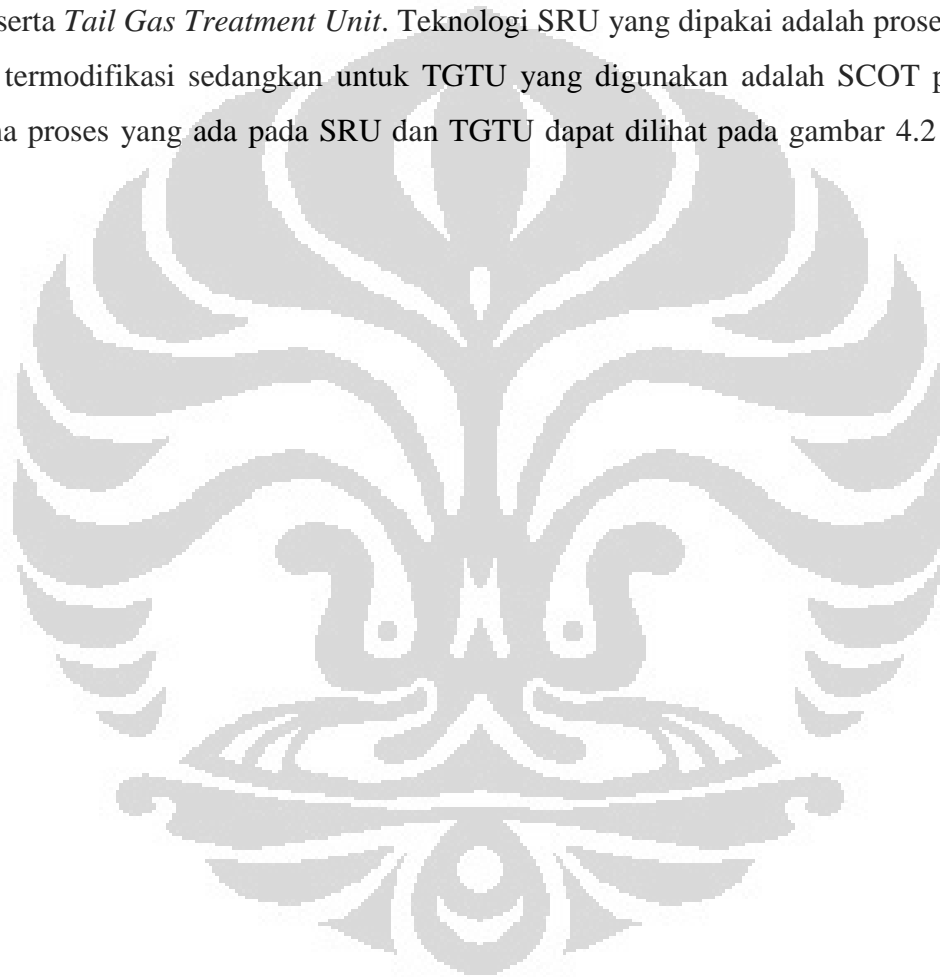
#### 4.2 Proses Dasar *Sulfur Recovery*

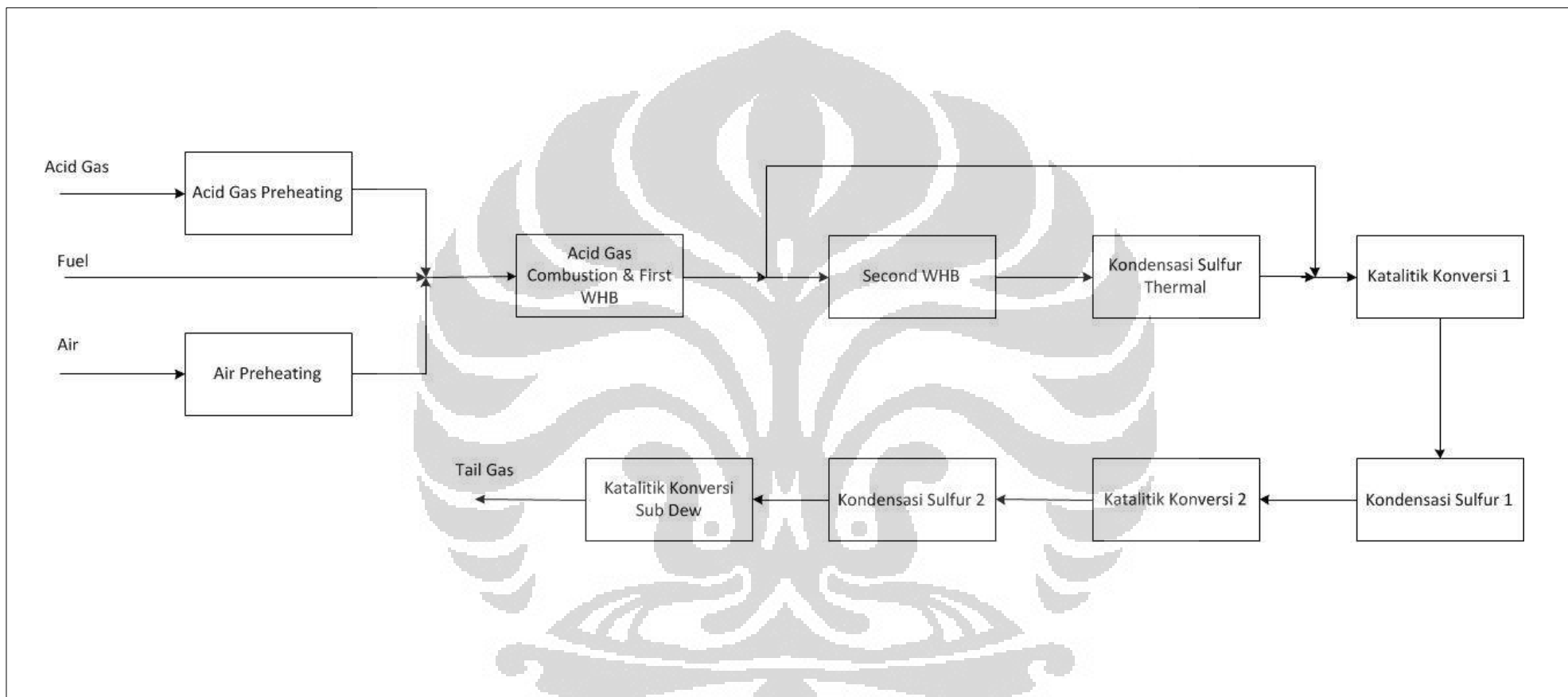
*Gas Processing Facility* (GPF) ini memiliki serangkaian unit yang terdiri dari unit *Dew Point Control System*, *Acid Gas Removal Unit*, *Acid Gas Enrichment*, *Sulfur Recovery Unit* serta *Tail Gas Treatment Unit*. Diagram alir pada GPF ditampilkan pada gambar 4.1



Gambar 4.1. Diagram Alir Proses pada *Gas Processing Facility*

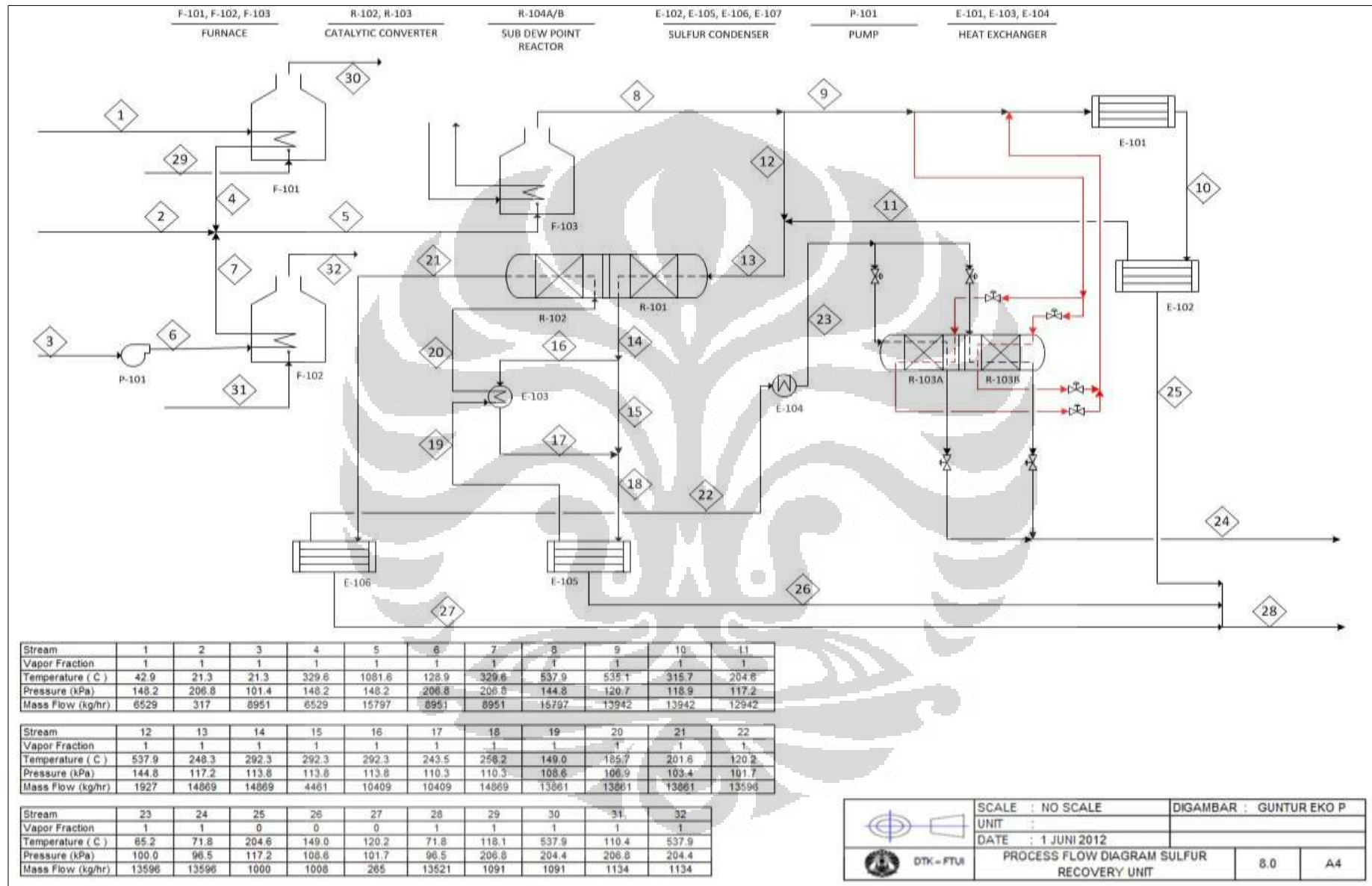
Perancangan ini hanya akan dibahas mengenai perancangan *Sulfur Recovery Unit* serta *Tail Gas Treatment Unit*. Teknologi SRU yang dipakai adalah proses Claus yang termodifikasi sedangkan untuk TGTU yang digunakan adalah SCOT process. Skema proses yang ada pada SRU dan TGTU dapat dilihat pada gambar 4.2 sampai 4.8:



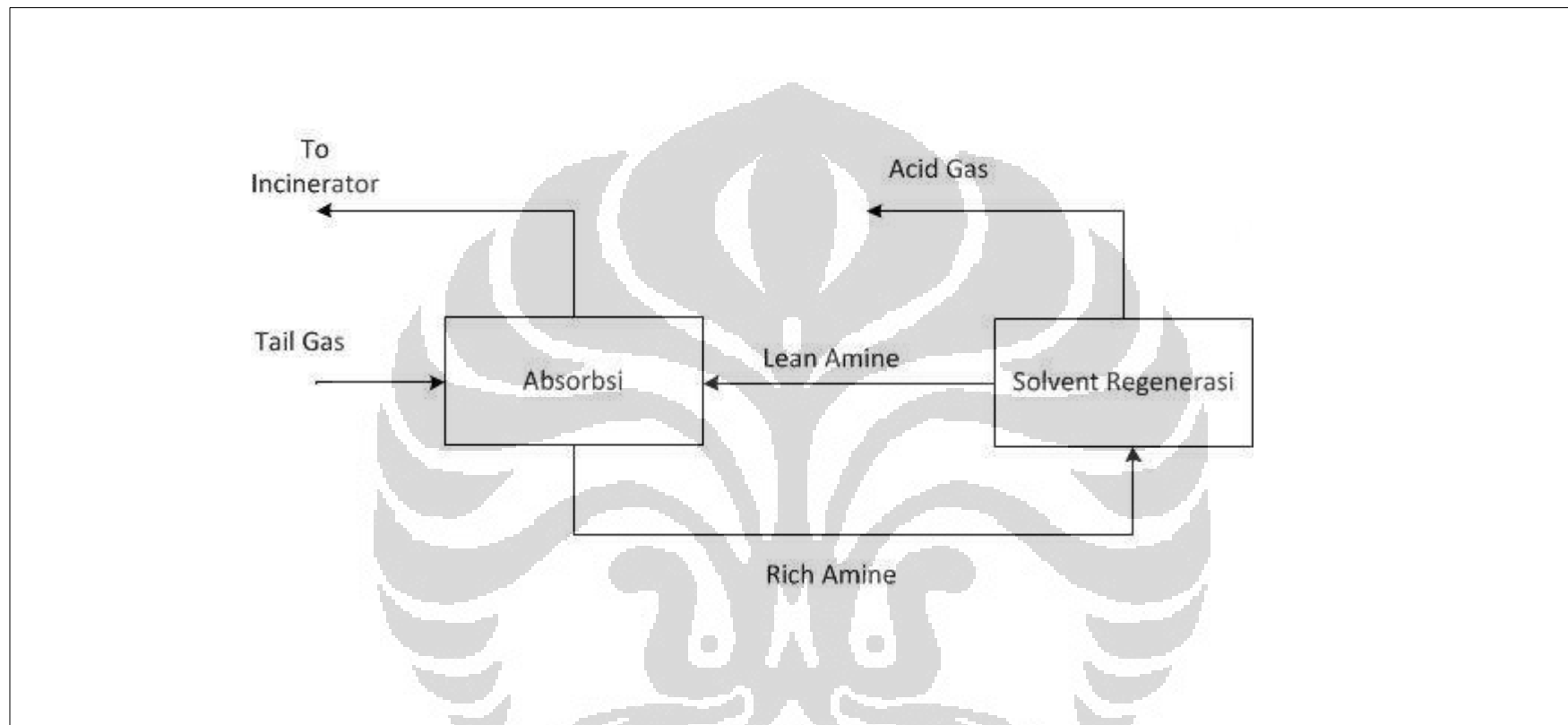


Gambar 4.2. Block Flow Diagram SRU

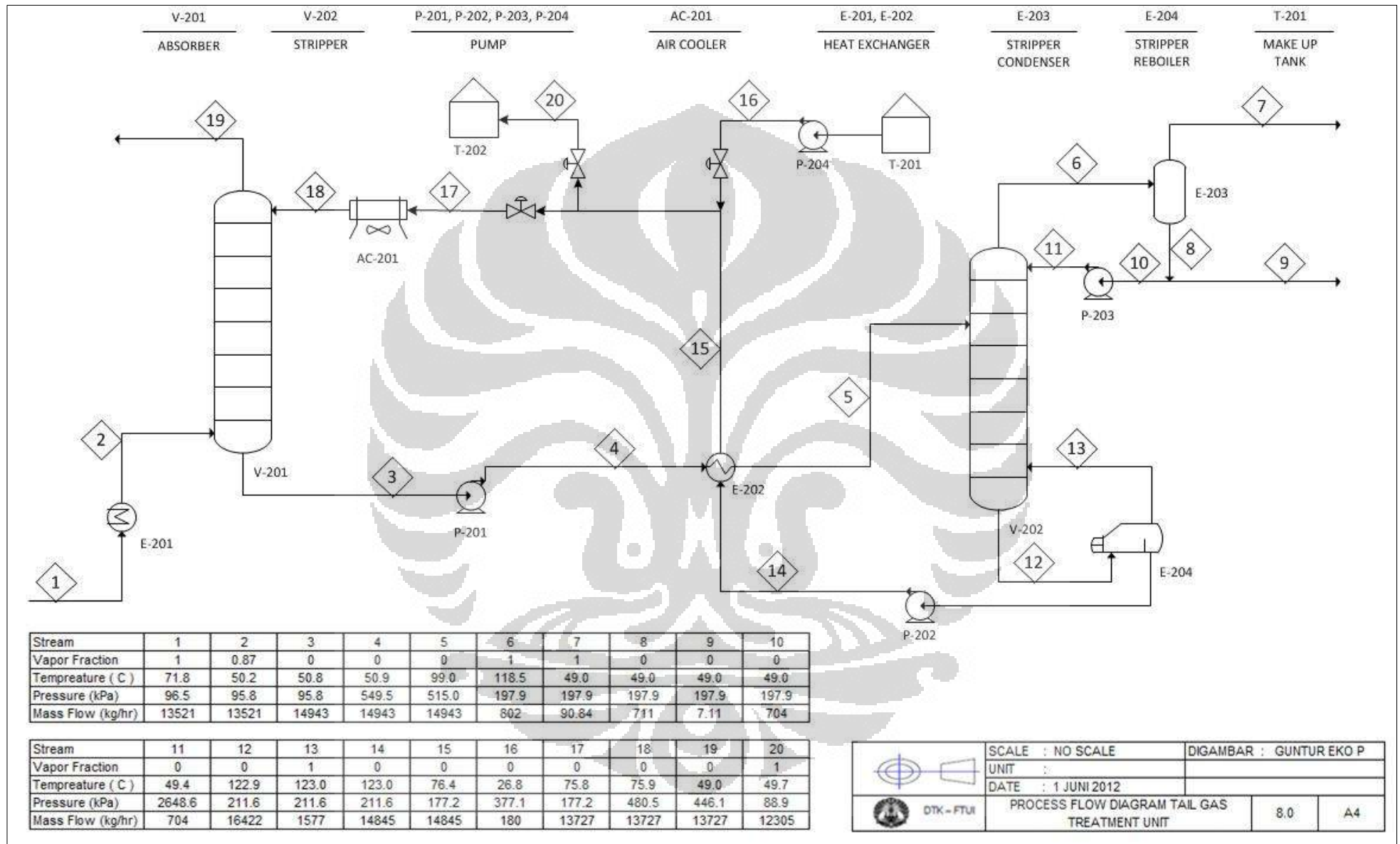




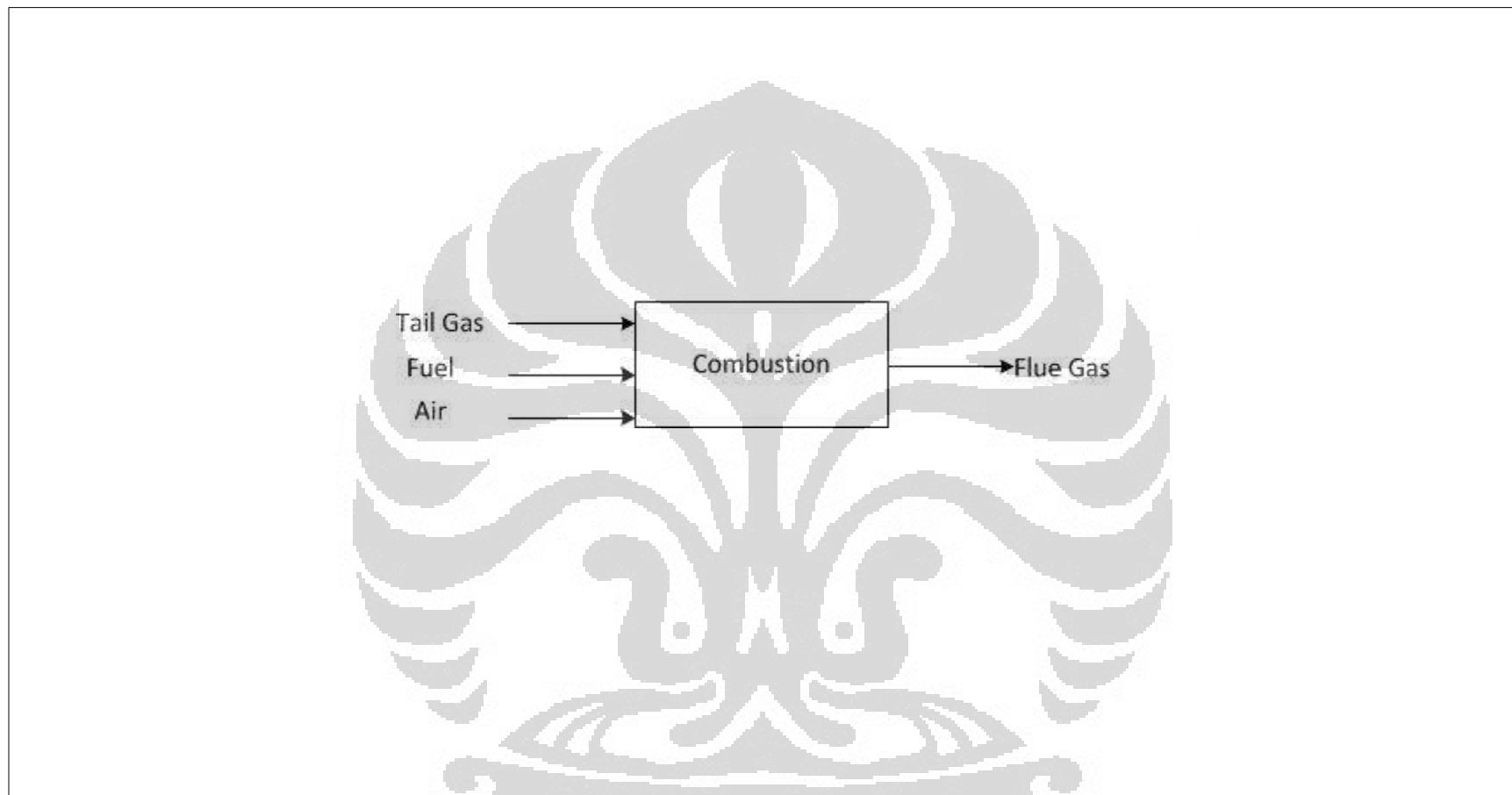
Gambar 4.3. Process Flow Diagram SRU



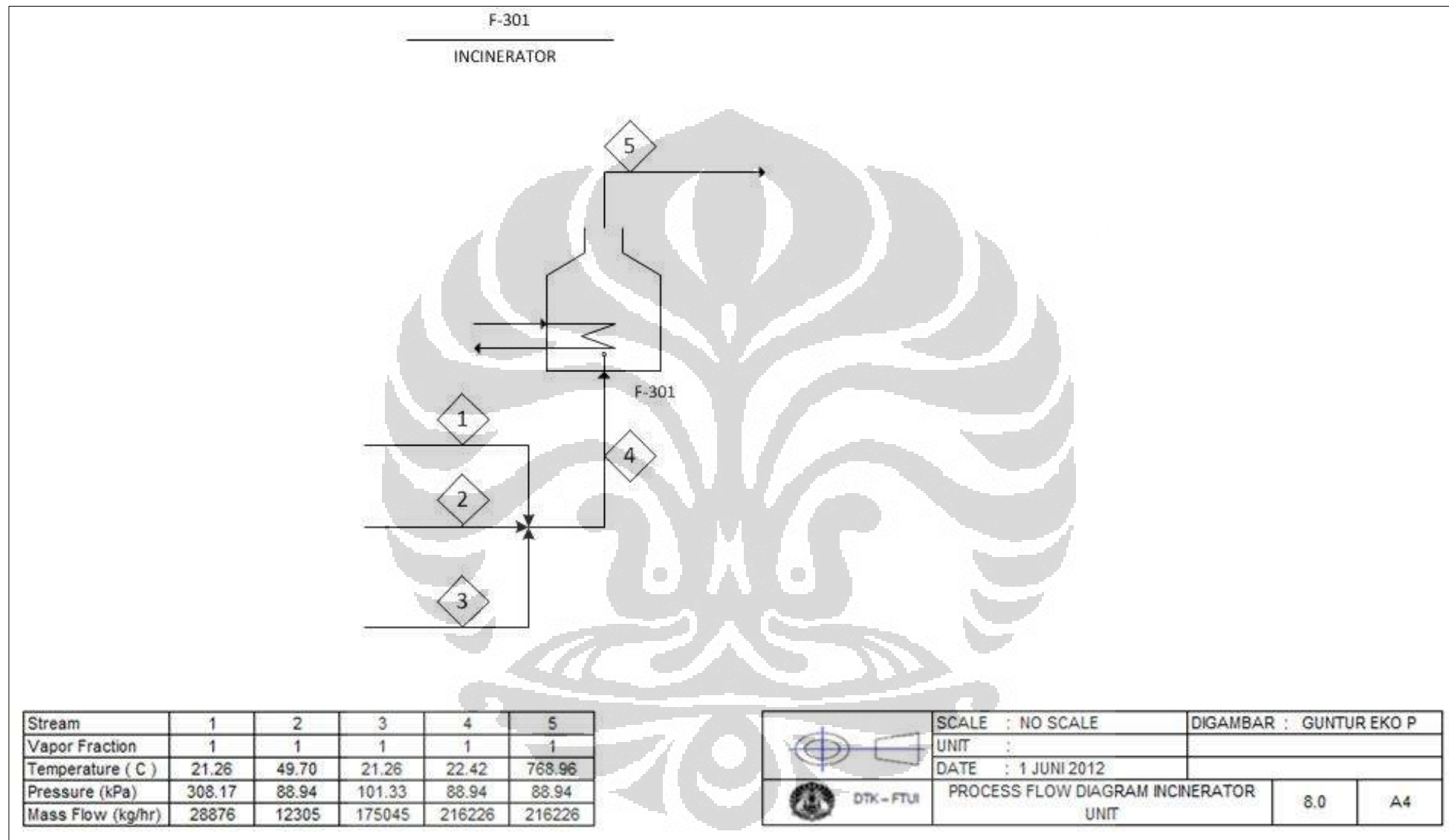
Gambar 4.4. Block Flow Diagram TGTU



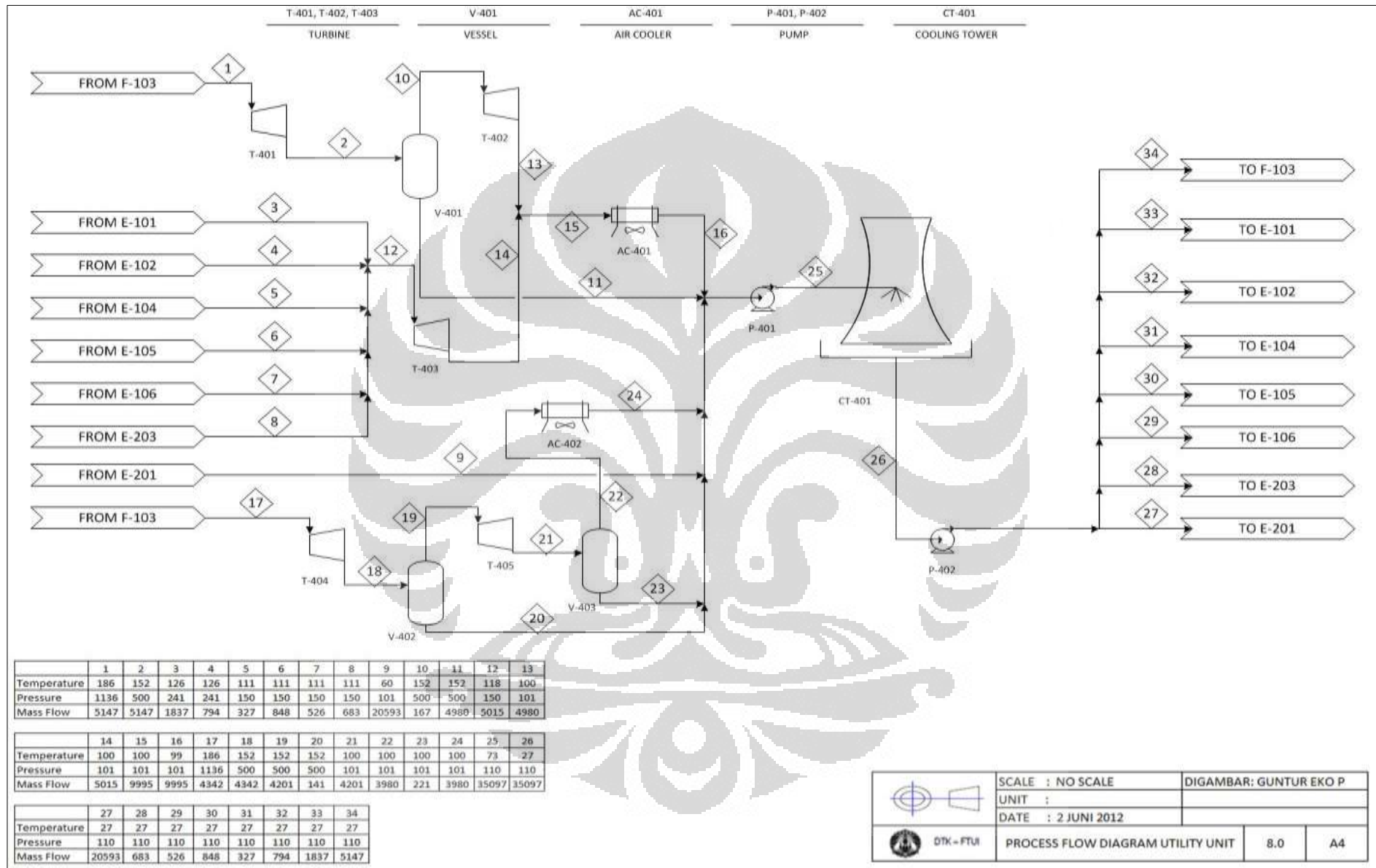
Gambar 4.5. Process Flow Diagram TGTU-SCOT



Gambar 4.6. *Block Flow Diagram* Incinerator Unit



Gambar 4.7. Process Flow Diagram Incinerator Unit



Gambar 4.8. Process Flow Diagram Unit Utilitas

Tabel 4.4 SRU Equipment List

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Specification</i>		<i>Unit</i>	<i>Total Cost (USD)</i>
F-101	<i>Furnace 1</i>	1	<i>Duty</i>	0.544	MW	257,316.97
			<i>Steam Generated</i>	1091	kg/h	
			<i>Diameter</i>	2.05	m	
			<i>Height</i>	4.10	m	
			<i>Tube OD</i>	2	in	
			<i>Tube Number</i>	314	Tube	
F-102	<i>Furnace 2</i>	1	<i>Duty</i>	0.517	MW	252,725.86
			<i>Steam Generated</i>	1134	kg/h	
			<i>Diameter</i>	2.08	m	
			<i>Height</i>	4.16	m	
			<i>Tube OD</i>	2	in	
			<i>Tube Number</i>	304	tube	
F-103	<i>Acid Gas Burner</i>	1	<i>Duty</i>	6.674	MW	992,490.63
			<i>Steam Generated</i>	6583	kg/h	
			<i>Diameter</i>	4.6	m	
			<i>Height</i>	9.2	m	
			<i>Tube OD</i>	2	in	
			<i>Tube Number</i>	89	tube	
E-101	<i>Second WHB</i>	1	<i>Duty</i>	1351	kW	88,498.64
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	217	Tube	
			<i>Shell ID</i>	31.52	in	
E-102	<i>Thermal Sulfur Condenser</i>	1	<i>Duty</i>	584	kW	81,820.08
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	157	Tube	
			<i>Shell ID</i>	27.10	in	
E-105	<i>Sulfur Condenser 1</i>	1	<i>Duty</i>	617.70	kW	81,820.08
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	157	Tube	
			<i>Shell ID</i>	27.10	in	
E-106	<i>Sulfur Condenser 2</i>	1	<i>Duty</i>	383.23	kW	81,820.08
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	157	Tube	
			<i>Shell ID</i>	27.10	in	

Tabel 4.5 (Lanjutan) *SRU Equipment List*

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Specification</i>		<i>Unit</i>	<i>Total Cost (USD)</i>
E-103	<i>Heat Exchanger</i>	1	<i>Duty</i>	588.53	kW	81,820.08
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	157	Tube	
			<i>Shell ID</i>	54.19	in	
E-104	<i>Heat Exchanger</i>	1	<i>Duty</i>	238.01	kW	77,367.71
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	117	Tube	
			<i>Shell ID</i>	4.92	m	
R-101 & R-102	<i>Catalytic Converter 1 &amp; 2</i>	1	<i>Diameter</i>	2.27	m	120,818.18
			<i>Length</i>	4.54	m	
			<i>Catalyst Weight</i>	7497.72	kg	
R-103	<i>Sub Dew Catalytic Converter</i>	2 (A/B)	<i>Diameter</i>	3.89	m	176,672.83
			<i>Length</i>	7.78	m	
			<i>Catalyst Weight</i>	18920.00	kg	
P-101	<i>Air Blower</i>	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	7476.06	m <sup>3</sup> /hr	364,656.57
			<i>Power</i>	364	HP	
T-101	<i>Sulfur Tank</i>	1	<i>Capacity</i>	1010	barrel	61,727.30
			<i>Diameter</i>	20	ft	
			<i>Height</i>	18	ft	



Tabel 4.6 TGTU Equipment List

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Specification</i>		<i>Unit</i>	<i>Cost</i>
V-201	<i>Absorber Column</i>	1	<i>Column Diameter</i>	1.57	m	30,343.63
			<i>Tray Number</i>	5	Tray	
			<i>Column Height</i>	13.35	m	
			<i>Top Pressure</i>	88.94	kPa	
			<i>Bottom Pressure</i>	95.84	kPa	
V-202	<i>Stripper Column</i>	1	<i>Column Diameter</i>	0.56	m	8,433.64
			<i>Tray Number</i>	13	Tray	
			<i>Column Height</i>	20.02	m	
			<i>Top Pressure</i>	197.85	kPa	
			<i>Bottom Pressure</i>	122.90	kPa	
E-201	<i>Cooler</i>	1	<i>Duty</i>	845.92	kW	86,982.23
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	157	Tube	
			<i>Shell ID</i>	27.10	in	
E-202	<i>Heat Exchanger</i>	1	<i>Duty</i>	829.89	kW	63,538.95
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	117	Tube	
			<i>Shell ID</i>	23.62	in	
E-203	<i>Stripper Condenser</i>	1	<i>Duty</i>	496.81	kW	82,248.95
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	117	Tube	
			<i>Shell ID</i>	23.62	in	
E-204	<i>Stripper Reboiler</i>	1	<i>Duty</i>	961.71	kW	101,182.08
			<i>Tube OD</i>	0.75	in	
			<i>Tube Length</i>	4.88	m	
			<i>Tube Number</i>	277	Tube	
			<i>Shell ID</i>	35.32	in	
AC-201	<i>Air Cooler</i>	1	<i>Duty</i>	417.75	kW	188,778.49
			<i>Power</i>	4.29	HP	
			<i>OD</i>	1.00	in	
			<i>Fin</i>	0.63	in	
			<i>Row</i>	6	Row	

Tabel 4.7. (Lanjutan) *TGTU Equipment List*

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Spesifikasi</i>		<i>Unit</i>	<i>Cost</i>
T-201	Tank	1	<i>Capacity</i>	170	Barrel	26,037.44
			<i>Diameter</i>	10	ft	
			<i>Height</i>	12	ft	
			<i>Course</i>	2		
			<i>Thickness</i>	0.1875	in	
T-202	Tank	1	<i>Capacity</i>	1010	Barrel	61,727.30
			<i>Diameter</i>	20	ft	
			<i>Height</i>	18	ft	
			<i>Course</i>	3		
			<i>Thickness</i>	0.1875	in	
P-201	Pump	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	65.48	USgal/min	35,854.17
			<i>Power</i>	3.87	HP	
			<i>Head</i>	46.04	m	
P-202	Pump	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	61.06	USgal/min	35,641.25
			<i>Power</i>	2.41	HP	
			<i>Head</i>	31.25	m	
P-203	Pump	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	3.13	USgal/min	33,273.63
			<i>Power</i>	1.00	HP	
			<i>Head</i>	252.90	m	

Tabel 4.8. *Incinerator Equipment List*

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Specification</i>		<i>Unit</i>	<i>Cost</i>
F-301	Incinerator	1	<i>Duty</i>	3.300	MW	754,480.13
			<i>Steam Generated</i>	4342	kg/hr	
			<i>Diameter</i>	2.27	m	
			<i>Height</i>	4.54	m	
			<i>Tube OD</i>	2.00	in	
			<i>Tube Number</i>	434	Tube	

Tabel 4.9. *Utility Equipment List*

<i>Tag Unit</i>	<i>Equipment</i>	<i>Quantity</i>	<i>Specification</i>		<i>Unit</i>	<i>Cost</i>
T-401	<i>Steam Turbine</i>	1	<i>Duty</i>	167.51	kW	152,558.12
			<i>Power</i>	224.64	HP	
			<i>Capacity</i>	1897.15	m <sup>3</sup> /hr	
T-402	<i>Steam Turbine</i>	1	<i>Duty</i>	286.58	kW	285,711.57
			<i>Power</i>	384.31	HP	
			<i>Capacity</i>	7974.82	m <sup>3</sup> /hr	
T-403	<i>Steam Turbine</i>	1	<i>Duty</i>	70.73	kW	28,910.68
			<i>Power</i>	94.86	HP	
			<i>Capacity</i>	8387.14	m <sup>3</sup> /hr	
T-404	<i>Steam Turbine</i>	1	<i>Duty</i>	141.32	kW	120,992.95
			<i>Power</i>	189.51	HP	
			<i>Capacity</i>	1600.43	m <sup>3</sup> /hr	
T-405	<i>Steam Turbine</i>	1	<i>Duty</i>	241.32	kW	236,720.49
			<i>Power</i>	323.62	HP	
			<i>Capacity</i>	6708.08	m <sup>3</sup> /hr	
V-401	<i>Vessel</i>	1	<i>Diameter</i>	2.11	m	234,662.78
			<i>Height</i>	4.23	m	
			<i>Shell Mass</i>	1298	lbs	
V-402	<i>Vessel</i>	1	<i>Diameter</i>	1.73	m	202,997.96
			<i>Height</i>	3.46	m	
			<i>Shell Mass</i>	962	lbs	
V-403	<i>Vessel</i>	1	<i>Diameter</i>	1.73	m	202,997.96
			<i>Height</i>	3.46	m	
			<i>Shell Mass</i>	962	lbs	
AC-401	<i>Air Cooler</i>	1	<i>Area</i>	2849.67	sqft	327,175.18
			<i>Power</i>	26.78	HP	
			<i>Duty</i>	6959.64	kW	
AC-402	<i>Air Cooler</i>	1	<i>Area</i>	1030.10	sqft	152,306.67
			<i>Power</i>	9.68	HP	
			<i>Duty</i>	2515.76	kW	
P-401	<i>Pump</i>	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	10.48	L/s	41,300.69
			<i>Power</i>	5.60	HP	
P-402	<i>Pump</i>	2 (A/B)	<i>Capacity</i>	10.09	L/s	40,941.22
			<i>Power</i>	5.23	HP	
CT-401	<i>Cooling Tower</i>	1	<i>Capacity</i>	10.47739	L/s	404,240.51
			<i>Height</i>	5.32	m	
			<i>Diameter</i>	3.10	m	

## 4.2.1 Sulfur Recovery Unit

### 4.2.1.1 Acid Gas Preheater dan Air Preheater

Gas asam yang berasal dari unit *Acid Gas Enrichment* dan udara pembakar perlu untuk dipanaskan terlebih dahulu sebelum dibakar pada unit tungku pembakaran. Pemanasan awal ini menggunakan unit *fired heater* dimana panas yang dibutuhkan disuplai dari panas pembakaran bahan bakar yaitu metana. Selain metana, turut pula dialirkan udara pembakar yang mengandung oksigen untuk membakar metana. Pemanasan gas asam ini dilakukan pada *acid gas* yang bersuhu 316 K menjadi 603 K (600 F) sedangkan udara pembakar dipanaskan dari 402 K menjadi 603 K. Gas asam dan udara pembakar dialirkan pada *firetube* yang terpasang pada unit *fired heater* dengan *tag unit* F-101 dan F-102 masing-masing sedangkan gas metan yang dibakar mengalir pada lapisan *shell*. Efisiensi termal untuk unit *fired heater* ini adalah 75%. Gas hasil pembakaran bahan bakar ini kemudian dialirkan ke unit *stack* untuk di-venting.

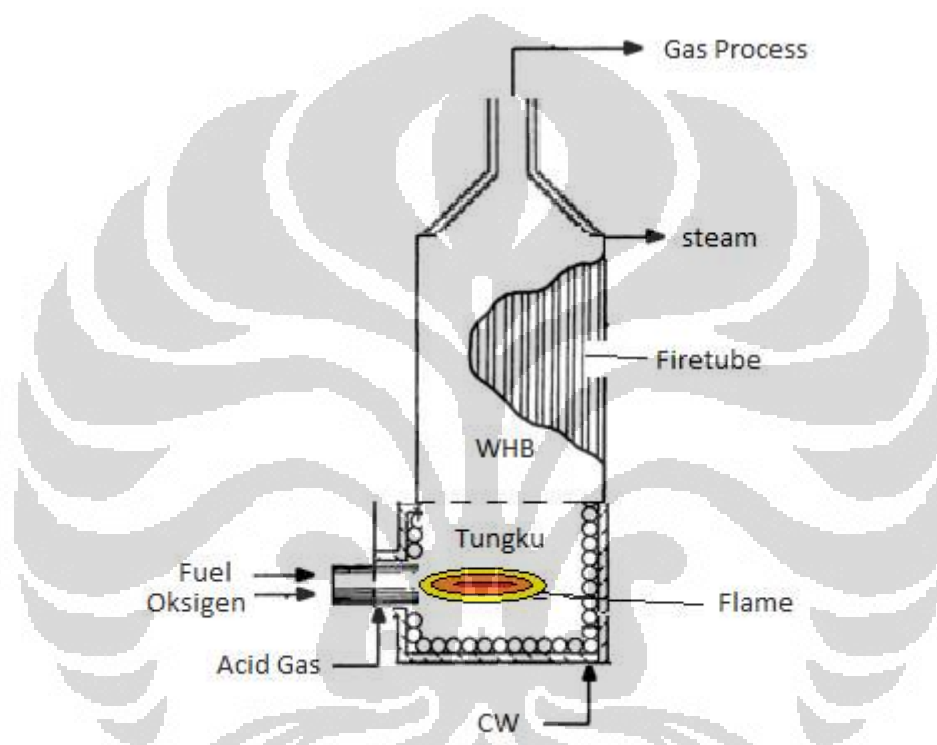
Tabel 4.10. Spesifikasi *Acid Gas Preheater* dan *Air Preheater*

<i>Specification</i>	F-101	F-102	unit
<i>Case</i>	<i>Acid Gas Preheating</i>	<i>Air Preheating</i>	
<i>Equipment Type</i>	<i>Fired Heater</i>	<i>Fired Heater</i>	
<i>Heat Transferred</i>	0.544	0.517	MW
<i>Thermal efficiency</i>	75	75	%
<i>Process gas amount</i>	2997	7509	m <sup>3</sup> /h
<i>Fuel required</i>	121	119	kg/h
<i>Air required</i>	5007	5007	m <sup>3</sup> /h
<i>Flue Gas Generated</i>	12762	12642	m <sup>3</sup> /h
<i>Cooling Water required</i>	0.561	0.533	m <sup>3</sup> /h
<i>Steam Generated</i>	1091	1134	kg/h

### 4.2.1.2 Furnace

Pada unit ini sejumlah gas H<sub>2</sub>S dibakar secara stoikiometrik dengan oksigen yang disuplai dari udara bebas untuk membentuk sulfur elemental dan juga SO<sub>2</sub>. Pembentukan SO<sub>2</sub> ini sangat penting karena SO<sub>2</sub> merupakan reaktan utama pada reaksi pembentukan sulfur elemental pada unit konverter katalitik. Untuk mempertahankan nyala api yang stabil juga turut dibakar pula sejumlah *fuel gas*. *Fuel*

yang digunakan adalah gas kota dengan spesifikasi gas metana murni. Pembakaran dilakukan dalam tungku reaksi yang berupa internal (dikombinasikan dengan fasilitas *waste heat recovery*). *Furnace* juga memerlukan lapisan tahan api untuk melindungi lapisan dinding yang terkena nyala api panas, namun dengan tungku internal, burner dikelilingi oleh media pendingin dan lapisan tahan api pada bagian yang berpendingin tidak diperlukan. Tungku reaksi ini bekerja pada suhu 1284 °C dengan konversi H<sub>2</sub>S sebesar 86.56 %. Rancangan untuk tungku pembakaran yang diintegrasikan dengan fasilitas *waste heat boiler* ditampilkan pada gambar 4.9:



Gambar 4.9. Desain Tungku Pembakaran dan WHB Terintegrasi

Tungku reaksi dirancang untuk waktu tinggal paling sedikit 0,5 detik menunjukkan bahwa itu cukup memadai untuk mencapai keseimbangan. *Feed gas* yang lebih kaya H<sub>2</sub>S umumnya membutuhkan lebih sedikit waktu tinggal dari umpan lebih miskin H<sub>2</sub>S.

#### 4.2.1.3 Waste Heat Boiler (WHB)

Unit *waste heat boiler* bertugas untuk mendinginkan gas proses hasil pembakaran yang dilakukan di *furnace*. Pendinginan ini dilakukan dengan membentuk *steam*. Unit WHB dibagi menjadi dua karena kisaran penurunan suhu terlalu tinggi yaitu dari 1284 °C sampai sekitar 182 °C. Fasilitas WHB yang pertama diintegrasikan dengan tungku pembakaran yaitu dengan memasang *firetube* yang

dialiri air pendingin pada tungku reaksi. Profil suhu pada panjang tungku awal merupakan profil suhu pembakaran  $H_2S$  yaitu sekitar  $1284\text{ }^\circ\text{C}$ . WHB yang pertama ini menurunkan suhu hasil pembakaran yaitu sebesar  $1284\text{ }^\circ\text{C}$  sampai  $538\text{ }^\circ\text{C}$  dan perpindahan panas yang terjadi adalah secara radiasi dari gas yang panas ke permukaan *firetube*. Untuk WHB tipe *furnace* internal, burner gas asam terpasang di dalam berupa *first-pass firetube (radiant section)*. WHB internal tidak memerlukan perlindungan tahan api namun permukaan logam lain yang tidak terdinginkan tetapi dikontakkan dengan gas proses pada suhu di atas sekitar  $650\text{ }^\circ\text{F}$  harus dilindungi dengan refraktori.

Tabel 4.11. Spesifikasi *Acid Gas Burner*

<i>Specification</i>	F-103	unit
<i>Kasus</i>	<i>Acid Gas Burner</i>	
<i>Jenis</i>	<i>Fired heater with WHB</i>	
<i>Heat Duty</i>	6.674	MW
<i>Thermal efficiency</i>	75	%
<i>Fuel required</i>	317	kg/h
<i>Air required</i>	7509	$\text{m}^3/\text{h}$
<i>Acid Gas amount</i>	2997.3	$\text{m}^3/\text{h}$
<i>Cooling Water required</i>	6.543	$\text{m}^3/\text{h}$
<i>Steam Generated</i>	6583	kg/h

Fasilitas WHB kedua berupa *heat exchanger* tipe *kettle* yang juga menghasilkan steam. WHB kedua ini menurunkan suhu gas proses yaitu dari  $538\text{ }^\circ\text{C}$  yang merupakan keluaran WHB pertama sampai pada suhu  $315\text{ }^\circ\text{C}$  secara konveksi sebelum masuk ke kondenser sulfur. WHB kedua ini terjadi pada tag unit E-101.

Tabel 4.12. Spesifikasi 2<sup>nd</sup> WHB

Spesifikasi	E-101	unit
Kasus	2nd WHB	
Tipe	Kettle Reboiler	
<i>Heat Transfer Area</i>	100.08	$\text{m}^2$
LMTD	345.47	$^\circ\text{C}$
<i>Heat Duty</i>	1350.83	kW
<i>Cooling water required</i>	1837	kg/h

#### 4.2.1.4 Kondensor Sulfur

Kondenser sulfur didesain untuk temperatur outlet sekitar 166-182 C untuk mengkondensasi sulfur yang terdapat pada gas proses. Penentuan temperatur keluaran sulfur kondenser adalah dibawah *dewpoint* gas proses untuk mengkondensasi sulfur yang diproduksi. Sulfur kondenser didesain sebagai *single-pass heat exchanger*. Sulfur kondenser beroperasi pada *heat flux* yang lebih rendah daripada WHB dan biasanya beroperasi pada *pressure drop* lapisan cangkang (shell) lebih rendah.

Kondenser ini dirancang hanya untuk menkondensasi sulfur uap sedemikian sehingga gas selain sulfur masih berbentuk gas. Untuk tujuan itu, kondenser harus beroperasi pada suhu hanya untuk mengkondensasi sulfur. Rancangan kecepatan massa merupakan hal yang sangat penting pada tube kondenser sulfur untuk mencegah *sulfur fogging* selama *turndown* yaitu minimum 24 kg/s.m<sup>2</sup>. Jika *sulfur fogging* terjadi sulfur liquid tidak akan berpisah dari gas proses pada downstream separator pada kondenser. Kondenser sulfur merupakan unit yang rentan akan penyumbatan sulfur padat. Pada tahap desain, suhu gas pada kondenser seharusnya tidak boleh dibawah *melt point* untuk mencegah terbentuknya sulfur padat pada kondenser. Pada SRU ini, terdapat beberapa kondenser sulfur diantaranya adalah E-102, E-106, dan E-107.

Tabel 4.13. Spesifikasi *Sulfur Condenser*

Spesifikasi	E-102	E-106	E-107	unit
Kasus	Thermal Condenser	Condenser Sulfur 1	Condenser Sulfur 2	
Type	Kettle Reboiler	Kettle Reboiler	Kettle Reboiler	
<i>Heat Transfer Area</i>	100.08	100.08	100.08	m <sup>2</sup>
LMTD	183.6	134.27	92.15	°C
<i>Heat Duty</i>	584.20	617.70	383.23	kW
<i>Cooling water required</i>	794	848.13	526.20	kg/h

#### 4.2.1.5 Konverter Katalitik

Reaksi Claus berlangsung secara eksotermis pada konverter. Reaksi yang terjadi adalah pembentukan sulfur elemental dan sejumlah air dari gas H<sub>2</sub>S dan SO<sub>2</sub>. Konversi tertinggi dilakukan pada suhu terendah akan tetapi harus cukup tinggi untuk mencegah terbentuknya sulfur liquid yang bisa menyebabkan deaktivasi katalis. Konverter katalitik pertama biasanya beroperasi pada suhu yang cukup tinggi untuk

menghidrolisis COS dan CS<sub>2</sub> dan katalitik konverter kedua dan ketiga beroperasi pada suhu yang hanya cukup tinggi untuk pembentukan sulfur elemental tertinggi dan untuk menghindari pembentukan sulfur liquid. Kenaikan suhu akan terjadi pada setiap katalitik konverter karena reaksi Claus dan hidrolisis COS/CS<sub>2</sub> berlangsung secara eksotermis.

Kenaikan suhu adalah 45.4 C untuk konverter pertama, 15.5 °C untuk konverter kedua dan 6.35 °C untuk konverter ketiga. Karena kehilangan panas, suhu yang diukur pada konverter ketiga akan seringkali menunjukkan penurunan suhu yang kecil. Katalis yang digunakan adalah alumina (Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) atau *promoted activated alumina* dengan densitas sebesar 720 kg/m<sup>3</sup> dan support medium yang biasanya memiliki densitas 1360-1600 kg/m<sup>3</sup>. Unit Claus ini beroperasi pada kapasitas yang lebih kecil dari sekitar 100 t/d, yaitu 54.6 t/d, sehingga bed katalis biasanya dipasang dalam vessel horizontal tunggal dengan partisi internal. Lapisan tahan panas untuk vessel ini tidak terlalu penting kecuali dirancang untuk meregenerasi katalis.

Tabel 4.14. Spesifikasi Katalitik Konverter

Spesifikasi	R-101	R-102	unit
kasus	Katalitik konverter 1	Katalitik konverter 2	
Konversi H <sub>2</sub> S	62.9	76.8	%
Kenaikan suhu	45.54	15.91	C
Berat Katalis	2538	4960	kg
Volume Reaktor	3.525	6.889	m <sup>3</sup>
Suhu masuk	247	186	C
Tekanan	139.62	129.28	kPa

#### 4.2.1.7 Konverter Katalitik *Subdew Point*

Untuk meningkatkan *sulfur recovery*, konverter ketiga beroperasi di bawah dewpoint dari gas proses. Hal ini dikarenakan konversi akan semakin tinggi dengan semakin rendahnya suhu masuk gas proses ke *converter*. Akan tetapi suhu dibawah *dewpoint* ini biasanya sangat tidak layak karena katalis akan terdeaktivasi oleh terbentuknya sulfur liquid. Masalah tersebut bisa terselesaikan dengan meregenerasi katalis yang telah terdeposit dengan aliran gas panas keluaran WHB pertama untuk menjadikan sulfur liquid tersebut kembali menjadi gas dan terbawa ke kondenser sulfur termal untuk kembali mengkondensasi sulfur tersebut. Untuk operasi ini dibutuhkan dua konverter yang bekerja secara paralel untuk proses regenerasi katalis.



Operasi regenerasi katalis adalah saat satu konverter sudah terlalu jenuh akan sulfur liquid, aliran gas proses akan dialihkan pada konverter yang lain sementara konverter yang jenuh tadi diregenerasi.

Tabel 4.15. Spesifikasi *Sub Dew Catalytic Converter*

Spesifikasi	R-103A/B	unit
Kasus	Sub Dew Catalytic Converter 3	
Konversi H <sub>2</sub> S	94.71	%
Kenaikan suhu	6.35	C
Berat Katalis	18920	kg
Volume Reaktor	84.80	m <sup>3</sup>
Suhu masuk	65.15	C
Tekanan	122.38	kPa
<i>Liquid Sulfur Generated</i>	71.82	kg/hr

#### 4.2.1.7.1 Sistem Regenerasi Katalis

Berdasarkan simulasi, jumlah sulfur liquid yang terbentuk adalah sebesar 71.8 kg/hr. Jika diasumsikan kejenuhan katalis ditetapkan maksimum sebesar 20%w demi untuk menjaga agar performa katalis tetap tinggi dan juga dengan berat katalis yang digunakan adalah 339 kg maka berat sulfur liquid yang dapat diterima adalah

$$\text{Liquid Sulfur Allowed} = 20\% \cdot 18920 \text{ kg} = 1892 \text{ kg}$$

$$\text{Sulfur Liquid Terbentuk} = 71.8 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Waktu Reaktor Bekerja} = \frac{1892 \text{ kg}}{71.8 \text{ kg/hr}} = 26.34 \text{ hr}$$

Hal ini membuat proses regenerasi direkomendasikan dilakukan setiap 26.34 jam. Untuk tujuan regenerasi, gas proses yang dipakai untuk menguapkan sulfur liquid tersebut adalah aliran keluaran WHB kedua dengan suhu 538 C dan dengan laju massa 15797 kg/hr sedangkan suhu sulfur liquid adalah 71.5 C sehingga suhu pencampuran adalah 535 C.

#### 4.2.1.8 Heat Exchanger

Unit penukar panas digunakan untuk menukarkan panas antara fluida panas dan dingin. Pada bagian ini, yang dimaksud dengan penukar panas adalah jenis penukar panas selain yang telah disebutkan diatas, misalnya *sulfur condenser* maupun WHB. Sehingga pada *sulfur recovery unit* ini, penukar panas ini diantaranya adalah E-103 dan E-104. Unit E-103 digunakan untuk menurunkan suhu gas proses untuk menjadi umpan pada katalitik *converter* pertama. Suhu masukan *converter* katalitik

sangatlah berpengaruh terhadap konversi  $H_2S$  sehingga kinerja E-103 ini sangatlah penting untuk menjaga agar suhu masukan *converter* katalitik tetap terjaga pada suhu yang paling optimum untuk konversi  $H_2S$ . Unit E-103 ini menurunkan suhu gas proses dari 524 K menjadi 520 K. Unit ini juga menghasilkan steam dalam proses penukaran panas.

Unit E-104 digunakan untuk menukarkan panas dari dua aliran proses yaitu aliran panas dan dingin. Aliran panas yang dimaksud adalah aliran gas proses keluaran dari *converter* pertama yang akan didinginkan. Aliran dingin yang dimaksud adalah aliran gas proses keluaran dari *sulfur condenser* yang harus dipanaskan untuk mendapat suhu optimum masukan *converter* kedua. Mengingat pentingnya suhu masukan *converter*, kendali proses sangatlah diperlukan disini. Kendali proses dilakukan dengan mengatur laju aliran panas yaitu dengan optimasi aliran *bypass* dimana laju aliran panas yang dibutuhkan akan dimasukkan kedalam E-104, selebihnya akan di-*bypass* langsung ke *condenser* sulfur.

Tabel 4.16. Spesifikasi *Heat Exchanger*

Spesifikasi	E-103	E-104	unit
Kasus	Heat Exchanger	Heat Exchanger	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	Kettle Reboiler	
<i>Heat Transfer Area</i>	63.32	66.24	m <sup>2</sup>
LMTD	100.42	20.11	°C
<i>Heat Duty</i>	588.53	238.01	kW
<i>Cooling water required</i>	0	327	kg/h

#### 4.2.1.9 Air Blower

Udara pembakar yang digunakan diumpankan kedalam tungku pembakaran dengan menggunakan *air blower*. *Air blower* yang digunakan adalah tipe *rotary straight lobe blower*.

Tabel 4.17. Spesifikasi *Air Blower*

<i>Tag Unit</i>	P-101	Unit
<i>Case</i>	<i>Air Blower</i>	
<i>Type</i>	<i>Rotary Straight Lobe Blower</i>	
<i>Capacity</i>	7476	m <sup>3</sup> /hr
<i>Head</i>	6830	m
<i>Pressure Inlet</i>	101.4	kPa
<i>Duty</i>	271156	W
<i>Power</i>	364	HP

#### 4.2.1.9 Sulfur Tank

Penyimpanan sulfur yang telah terproduksi dilakukan dalam tanki tertutup untuk mencegah penguapan sulfur ke atmosfer. Sulfur cair keluaran dari kondenser dimasukkan kedalam tanki dalam keadaan cair kemudian sulfur tersebut dibiarkan memadat dalam tanki. Jumlah sulfur yang dialirkan kedalam tanki adalah sebesar 2272 kg.

Tabel 4.18. Spesifikasi *Sulfur Tank*

Spesifikasi	T-101	Unit
<i>Capacity Calculated</i>	967.72	Barrel
<i>Capacity Recommended</i>	1010	Barrel
<i>Settling Time</i>	5	day
<i>Mass Flow</i>	2272.92	kg/hr
<i>Volumetric Flow</i>	0.00035615	m <sup>3</sup> /s

#### 4.2.2 Tail Gas Treatment Unit (TGTU)

##### 4.2.2.1 Kolom Absorpsi

Kolom absorpsi merupakan unit yang sangat penting pada proses tail gas treatment unit dengan proses SCOT ini. Unit ini mengabsorpsi gas H<sub>2</sub>S yang terdapat pada tail gas claus untuk mendapatkan konsentrasi gas H<sub>2</sub>S yang sesuai baku mutu di Indonesia. Untuk proses absorpsi ini, digunakan larutan alkanolamine yaitu MDEA.

Tabel 4.19. Spesifikasi Kolom Absorpsi

Spesifikasi	V-201	unit
Jenis	<i>Packed Tray</i>	
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	
<i>Top Pressure</i>	88.94	kPa
<i>Bottom Pressure</i>	95.84	kPa
<i>Tray Diameter</i>	1.81	m
<i>Tray Height</i>	2.670	m
<i>Tray Number</i>	5	

#### 4.2.2.2 Kolom Stripper

Kolom *stripping* merupakan unit distilasi yang meregenerasi solvent MDEA dengan memisahkan gas H<sub>2</sub>S pada MDEA yang telah diabsorpsi pada unit absorber. Kolom stripping ini memiliki peralatan pendukung seperti condenser dan reboiler. Condenser didesain sebagai vessel untuk memisahkan gas dan liquid keluaran stage pertama dari kolom stripper sedangkan reboiler merupakan heat exchanger bertipe kettle reboiler yang menggunakan utilitas steam.

Tabel 4.20. Spesifikasi Kolom Stripping

Spesifikasi	V-202	unit
Jenis	<i>Tray</i>	
Jenis Tray	<i>Sieve Tray</i>	
<i>Top Pressure</i>	197.85	kPa
<i>Bottom Pressure</i>	211.64	kPa
<i>Tray Diameter</i>	0.56	m
<i>Tray Height</i>	1.502	m
<i>Tray Number</i>	13	
Alat Pendukung	Condenser dan Reboiler	

Tabel 4.21. Spesifikasi Kondenser Kolom Stripping

Spesifikasi	E-203	unit
Kasus	<i>Stripper Condenser</i>	
Tipe	<i>Condenser</i>	
<i>Heat Transfer Area</i>	9.63	m <sup>2</sup>
LMTD	19.01	°C
<i>Heat Duty</i>	496.81	kW
<i>Cooling water required</i>	687	kg/h

Tabel 4.22. Spesifikasi Reboiler Kolom Stripping

Spesifikasi	E-204	unit
Kasus	<i>Stripper Reboiler</i>	
Tipe	<i>Kettle Reboiler</i>	
<i>Heat Transfer Area</i>	9.63	m <sup>2</sup>
LMTD	16.63	°C
<i>Heat Duty</i>	961.71	kW
<i>Cooling water required</i>	16422	kg/h

#### 4.2.2.3 Lean-Rich Amine Heat Exchanger

Pada TGTU ini, heat exchanger digunakan untuk menukarkan dua aliran proses yaitu fluida panas dan dingin. fluida panas yang dimaksud adalah aliran keluaran dari reboiler kolom stripper (123 °C) sedangkan aliran dingin merupakan aliran dari bottom absorber (50 °C).

Tabel 4.23. Spesifikasi Heat Exchanger

Spesifikasi	E-202	unit
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
<i>Heat Transfer Area</i>	9.63	m <sup>2</sup>
LMTD	24.73	°C
<i>Heat Duty</i>	2987.62	kW
<i>Cooling water required</i>	14845	kg/h

#### 4.2.2.3 Acid Gas Cooler

Unit ini digunakan untuk mendinginkan gas proses sebelum masuk ke unit absorber. Tujuan dari pendinginan ini adalah untuk mendapatkan temperatur masukan absorber yang paling optimal yakni sebesar 50,15 °C.

Tabel 4.24. Spesifikasi *Acid Gas Cooler*

Spesifikasi	E-201	unit
Kasus	Stripper Condenser	
Tipe	Kettle Reboiler	
<i>Heat Transfer Area</i>	100.08	m <sup>2</sup>
LMTD	15.61	°C
<i>Heat Duty</i>	845.92	kW
<i>Cooling water required</i>	20593	kg/h

#### 4.2.2.4 Air Cooler

Air cooler digunakan untuk mendinginkan solven MDEA yang memiliki suhu 349 K yang diturunkan hingga 322 K sebelum masuk ke kolom absorpsi. Pendinginan ini dilakukan dengan menggunakan udara pendingin yang digunakan sebagai media pendingin. Udara pendingin masuk pada suhu 32 °C dan keluar pada temperatur 50 °C.

Tabel 4.25. Spesifikasi *Air Cooler*

Spesifikasi	AC-201	Unit
Energi	417.754	kW
<i>Heat Transfer Area</i>	42.38	m <sup>2</sup>
<i>Row Number</i>	6	
<i>Air Required</i>	83550	kg/h
<i>Air intake Temperature</i>	32.22	°C

#### 4.2.2.5 Tangki MDEA Makeup Dan Blowdown

Tangki MDEA *makeup* digunakan untuk menyimpan solven MDEA sebelum dialirkan ke dalam proses. Tanki ini dirancang untuk waktu holdup selama 5 hari. Tangki MDEA *blowdown* digunakan untuk menampung MDEA yang telah dibuang. Selayaknya dengan tangki MDEA *Makeup*, tangki ini juga dirancang pada holdup time selama 5 hari.

Tabel 4.26. Spesifikasi Tanki

Spesifikasi	T-201	T-202	Unit
<i>Capacity Calculated</i>	129.99	991.14	barrel
<i>Capacity Recommended</i>	170	1010	barrel
<i>Settling Time</i>	5	5	day
<i>Mass Flow</i>	180.19	1298.07	kg/h
<i>Volumetric Flow</i>	0.00004784	0.00036476	m <sup>3</sup> /s

#### 4.2.2.5 Pompa

Pompa digunakan dalam *fluid transportation* yaitu dengan menaikkan energi kinetik dari fluida yang mengalir. Pada unit ini, pompa digunakan untuk mentransportasikan rich amine dari aliran bottom absorber, lean amine dari bottom stripper dan aliran reflux dari kondenser stripper.

Tabel 4.27. Spesifikasi Pompa

Tag Unit	P-201	P-202	P-203	Unit
<i>Case</i>	<i>Rich Amine Pump</i>	<i>Circulation Pump</i>	<i>Reflux Pump</i>	
<i>Type</i>	<i>Centrifugal Single Suction</i>	<i>Centrifugal Single Suction</i>	<i>Centrifugal Single Suction</i>	
<i>Capacity</i>	65.48	61.06	3.13	USGal/menit
<i>Head</i>	46.04	31.25	252.90	m
<i>Pressure Suction</i>	95.84	177.17	197.85	kPa
<i>Duty</i>	2883.1	1798.0	745.7	W
<i>Power</i>	3.87	2.41	1.00	HP

### 4.2.3 Incinerator

Gas asam yang telah diabsorpsi pada unit TGTU untuk menghilangkan gas H<sub>2</sub>S kemudian diumpankan pada unit incinerator. Unit *incinerator* ini merupakan unit pembakaran yang membakar gas H<sub>2</sub>S dengan oksigen. Unit ini didesain sebagai fired heater yang dapat menghasilkan steam pada tekanan tinggi. Pasokan oksigen disuplai dari udara bebas. Selain gas H<sub>2</sub>S yang dibakar, turut juga dibakar gas metana untuk meningkatkan stabilitas nyala api. Parameter terpenting dari unit ini adalah komposisi keluaran dari H<sub>2</sub>S dan SO<sub>2</sub> yang harus sesuai dengan baku mutu gas buang. Baku mutu yang ditetapkan pemerintah Indonesia untuk gas H<sub>2</sub>S di dalam udara ambien sesuai dengan KepMen KLH No. 02/MENKLH/1988 adalah sebesar 42 ppm. Sedangkan untuk SO<sub>2</sub>, di dalam SNI 19-0232-2005, SO<sub>2</sub> digolongkan ke dalam zat kimia yang belum cukup bukti untuk diklasifikasikan karsinogen terhadap manusia ataupun binatang.

Pada SRU ini, kinerja unit incinerator dibuat dalam dua skenario yaitu:

- Unit *incinerator* membakar tail gas keluaran dari *Tail Gas Treatment Unit*.
- Unit *incinerator* membakar tail gas keluaran dari *Sulfur Recovery Unit* tanpa melalui *Tail Gas Treatment Unit*. Untuk skenario ini, *Tail Gas Treatment Unit* ditiadakan.

Tabel 4.28. Spesifikasi Incinerator Skenario 1

<i>Specification</i>	F-301	unit
<i>Case</i>	<i>Acid Gas Incinerator</i>	
<i>Jenis</i>	<i>Fired heater</i>	
<i>Heat Duty</i>	1.81	MW
<i>Thermal efficiency</i>	75	%
<i>Fuel required</i>	173	kg/h
<i>Air required</i>	5184	kg/h
<i>Acid Gas amount</i>	12304.6	kg/h
<i>Cooling Water required</i>	2.507	m <sup>3</sup> /h
<i>Steam Generated</i>	2377	kg/h



Tabel 4.29. Spesifikasi Incinerator Skenario 2

<i>Specification</i>	F-301	unit
<i>Case</i>	<i>Acid Gas Incinerator</i>	
<i>Jenis</i>	<i>Fired heater</i>	
<i>Heat Duty</i>	1.81	MW
<i>Thermal efficiency</i>	75	%
<i>Fuel required</i>	173	kg/h
<i>Air required</i>	4665	kg/h
<i>Acid Gas amount</i>	13520.5	kg/h
<i>Cooling Water required</i>	2.507	m <sup>3</sup> /h
<i>Steam Generated</i>	2377	kg/h

### 4.3 Utilitas

#### 4.3.1 Cooling Water

Cooling water digunakan sebagai media pendingin pada beberapa unit pendinginan yang ada di unit SRU maupun TGTU. Pada sebagian besar unit, cooling water ini akan diubah menjadi steam untuk proses pendinginan. Kebutuhan cooling water pada unit SRU dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.30. Cooling water required

<i>Tag No.</i>	<i>Cooling Water Required (kg/hr)</i>	<i>Pressure (kPa)</i>	<i>Temperature (C)</i>
F-103	6583	101	27
E-101	1837	101	27
E-102	794	101	27
E-104	327	101	27
E-105	848	101	27
E-106	526	101	27
E-201	20593	101	27
E-203	683	101	27
F-301	2377	101	27
Total	34568		

Pada sebagian besar peralatan yang memerlukan *cooling water*, air pendingin diubah menjadi steam pada berbagai variasi tekanan. Steam yang dihasilkan ditampilkan pada tabel berikut:

Tabel 4.31. *Steam Generated*

<i>Tag No.</i>	<i>Steam Generated (kg/hr)</i>	<i>Pressure (kPa)</i>	<i>Temperature (C)</i>
F-103	6583	1136	186.1
E-101	1837	241	126.2
E-102	794	241	126.2
E-104	327	150	111.4
E-105	848	150	111.4
E-106	526	150	111.4
E-203	683	150	111
F-301	2377	1136	186

#### 4.3.1.1 Proses Sirkulasi *Cooling Water*

Cooling water (CW) sebagai media pendingin diperlukan pada SRU serta TGTU untuk proses pendinginan. Proses yang terjadi pada CW meliputi pemanasan yang dilakukan pada heat transfer unit pada beberapa alat pada SRU dan TGTU yang membuat CW tersebut menjadi steam baik high pressure steam maupun saturated steam. Steam tersebut kemudian diekspansi di *steam turbine* untuk menghasilkan listrik.

##### 4.3.1.1.1 *Steam Turbine*

*Steam turbine* merupakan alat yang digunakan untuk menghasilkan listrik. Listrik dihasilkan dari steam yang diekspansi sehingga memutar *shaft turbine*. Pada unit utilitas ini, *steam turbine* mengekspansi *high pressure steam* dan *saturated steam*.

Tabel 4.32. Spesifikasi *Steam Turbine*

<i>Tag Unit</i>	T-401	T-402	T-403	T-404	T-405	Unit
<i>Case</i>	<i>Steam Turbine</i>	<i>Steam Turbine</i>	<i>Steam Turbine</i>	<i>Steam Turbine</i>	<i>Steam Turbine</i>	
<i>Capacity</i>	1897.15	7974.82	8387.14	876.15	3672.30	m <sup>3</sup> /hr
<i>Polytropic Efficiency</i>	74.30	73.83	74.72	74.30	73.83	
<i>Pressure inlet</i>	1136	500	150	1136	500	kPa
<i>Pressure outlet</i>	500	101	101.32	500	101	kPa
<i>Duty</i>	167.5	286.6	70.7	77.4	132.1	kW
<i>Power Generated</i>	224.64	384.31	94.86	103.75	177.16	HP

#### 4.3.1.1.2 Vessel

Vessel digunakan untuk memisahkan antara gas dan liquid. Pada kasus ini, uap akan dipisahkan dari air yang telah terkondensasi karena proses ekspansi di steam turbine. Vessel ini didesain sebagai vessel vertikal.

Tabel 4.33. Spesifikasi *Vessel*

	V-401	V-402	V-403	Unit
<i>Mass Flow inlet</i>	6583	5147	5147	kg/hr
<i>Temperature</i>	152.00	152.00	152.00	°C
<i>Pressure</i>	500.00	500.00	500.00	kPa
<i>Diameter</i>	2.11	1.73	1.73	m
<i>Height</i>	4.23	3.46	3.46	m
<i>tangent to tangent</i>	3.70	3.03	3.03	m

#### 4.3.1.1.3 Air Cooler

Pada unit utilitas, *air cooler* digunakan untuk mengkondensasi *saturated steam* keluaran dari *vessel separator* sebelum diumpankan ke *cooling tower*. *Saturated steam* ini harus dikondensasi karena aliran yang diumpankan ke *cooling tower* harus berfasa cair. Oleh karena itu, kondensasi total merupakan hal yang penting.

Tabel 4.34. Spesifikasi *Air Cooler*

Spesifikasi	AC-401	AC-402	Unit
<i>Heat Duty</i>	6959.64	2515.76	kW
<i>Heat Transfer Area</i>	264.74	95.70	m <sup>2</sup>
<i>Number Row</i>	6	6	
<i>Air Required</i>	83550	83550	kg/h
<i>Air intake Temperature</i>	32.22	32.22	°C

#### 4.3.1.1.4 Pompa

Pompa digunakan untuk mengalirkan cairan terutama dengan kasus perbedaan ketinggian. Pada unit utilitas ini, cairan yang dipompa adalah air keluaran dari *air cooler*. Air ini akan diumpankan ke *cooling tower* untuk proses pendinginan.

Tabel 4.35. Spesifikasi Pompa

<i>Tag Unit</i>	P-401	P-402	Unit
<i>Case</i>	<i>Rich Amine Pump</i>	<i>Circulation Pump</i>	
<i>Type</i>	<i>Centrifugal Single Suction</i>	<i>Centrifugal Single Suction</i>	
<i>Capacity</i>	37.72	36.32	m <sup>3</sup> /hr
<i>Head</i>	8.04	12.14	m
<i>Pressure Suction</i>	101.00	110.00	kPa
<i>Duty</i>	4.2	3.9	kW
<i>Power</i>	5.60	5.23	HP

#### 4.3.1.1.4 *Cooling Tower*

Air pendingin keluaran dari *air cooler* perlu untuk didinginkan kembali hingga temperature ambient sebelum didistribusikan ke peralatan-peralatan. Pendinginan ini dilakukan dengan mengkontakkan air panas dengan udara secara *countercurrent*. Untuk tujuan itu, *cooling tower* didesain dengan tutup terbuka dan untuk mengefisienkan kontak air dan udara *cooling tower* diisi dengan *wooden packed*.

Tabel 4.36. Spesifikasi *Cooling Tower*

Spesifikasi	CT-401	Unit
<i>Temperature Inlet</i>	75.02	°C
<i>Temperature Outlet</i>	27.00	kPa
<i>Height</i>	5.32	M
<i>Diameter</i>	3.10	M
<i>Thickness</i>	1	In

#### 4.3.2 *Listrik*

Pada unit SRU ini listrik merupakan sumber energi utama pada beberapa alat proses. Terutama bagi peralatan seperti pompa, air cooler, dan pompa pada cooling tower. Namun, pada unit SRU ini juga terdapat steam turbine yang dapat menghasilkan listrik dari ekspansi steam. Kebutuhan listrik untuk SRU dan TGTU ditampilkan pada tabel 4.37:

Tabel 4.37. Listrik yang dibutuhkan

Tag No.	<i>Power Required</i>	Unit
P-101	271	kW
P-201	2.88	kW
P-202	1.80	kW
P-203	0.75	kW
Total	277	kW

Pada unit utilisasi, listrik dibentuk oleh turbine dengan mengekspansi steam yang dibentuk pada beberapa alat di SRU dan TGTU. Jumlah listrik yang dihasilkan ditampilkan pada tabel 4.38:

Tabel 4.38. Listrik yang dihasilkan

Tag No.	<i>Power Generated</i>	
T-401	167.5	kW
T-402	286.6	kW
T-403	70.7	kW
T-404	77.4	kW
T-405	132.1	kW
Total	734.3	kW

### 4.3.3 Fuel dan Udara Pembakar

Fuel dan udara yang termasuk dalam utilitas adalah yang digunakan untuk menaikkan suhu udara pembakar dan gas asam bukan fuel dan udara yang digunakan untuk membakar gas asam. Kebutuhan utilitas fuel dan udara pada SRU ditampilkan pada tabel 4.39:

Tabel 4.39. Fuel dan udara yang dibutuhkan

	F-101	F-102	Total	Unit
<i>Fuel Required</i>	121	119	240	kg/hr
<i>Air Required</i>	5007	5007	10014	m <sup>3</sup> /h

### 4.4 Kapasitas Produksi dan Pemenuhan Kebutuhan Sulfur Nasional

Kapasitas produksi sulfur pada SRU ini adalah sebesar 54.5 ton per hari atau 16350 ton per tahun. Kebutuhan pupuk sulfur nasional yaitu pupuk jenis ZA dan NPK berturut 1,6 juta dan 8,8 juta ton per tahun (Depperin, 2011). Pada setiap jenis pupuk tersebut, kandungan sulfur tidak mencapai 100% sehingga estimasi kebutuhan sulfur untuk pupuk adalah sebagai berikut:

Tabel 4.40 Kebutuhan Sulfur Nasional

Jenis Pupuk	Kebutuhan pupuk (juta tpy)	Kandungan Sulfur	Kebutuhan sulfur (juta tpy)
ZA	1.6	0.26	0.416
NPK	8.8	0.1	0.88
Total	10.4		1.296

Berdasarkan tabel 4.40, jumlah kebutuhan sulfur nasional untuk pupuk sebesar 1.3 juta ton per tahun sedangkan produksi SRU ini sebesar 16 ribu ton per tahun sehingga belum dapat memenuhi seluruh kebutuhan sulfur nasional untuk pupuk. Adapun, sulfur yang diproduksi akan dijual ke pabrik pupuk terdekat yaitu di PT. Petrokimia Gresik. Adapun, PT. Petrokimia Gresik masih mengimpor sulfur untuk produksi pupuk. Kebutuhan sulfur untuk produksi pupuk adalah sebagai berikut:

Tabel 4.41 Kebutuhan Sulfur PT. Petrokimia Gresik

Jenis Produk Pupuk	Kapasitas produksi pupuk(tpy)	kadar Sulfur	Kebutuhan sulfur (tpy)
ZA	650000	0.24	156000
Phonska 1	460000	0.1	46000
Phonska 2 & 3	1280000	0.1	128000
NPK 1	100000	0.1	10000
NPK 2	100000	0.1	10000
NPK 3 & 4	200000	0.1	20000
NPK Blending	60000	0.1	6000
ZK	10000	0.17	1700
		Total	377700

Berdasarkan tabel 4.41, kebutuhan sulfur untuk pupuk PT. Petrokimia Gresik adalah 377 ribu ton per tahun, sedangkan produksi pupuk dari SRU ini adalah 16 ribu ton per tahun sehingga belum dapat memenuhi seluruh kebutuhan sulfur PT. Petrogres. Akan tetapi, diharapkan dapat mengurangi impor sulfur PT. Petrogres.

## 4.5 Perhitungan CAPEX Dan OPEX

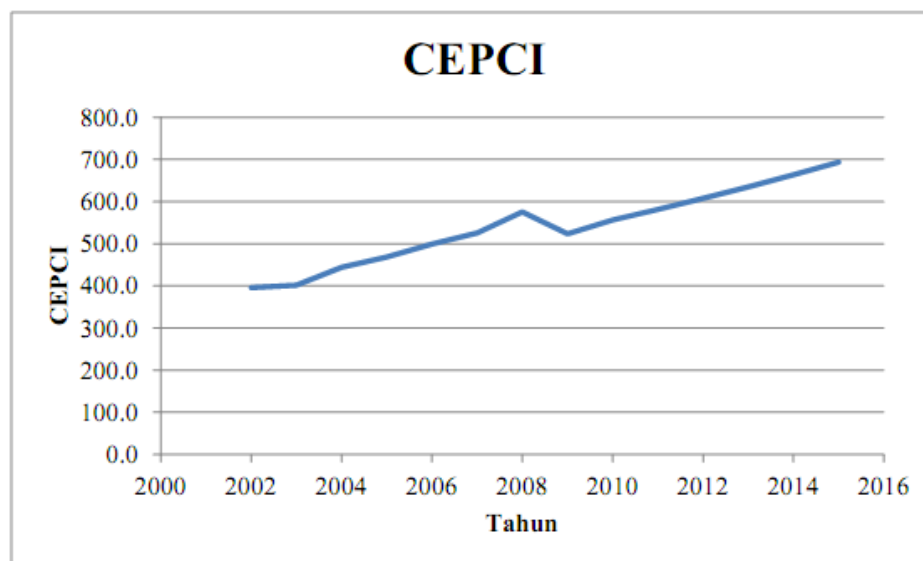
### 4.5.1 Perhitungan CAPEX Skenario 1

Pada *sulfur recovery unit* ini, dibuat dua skenario proses yaitu untuk skenario pertama ini dibuat dengan *case study* unit incinerator membakar *tail gas* keluaran dari *Tail Gas Treatment Unit*. Sebelum menghitung CAPEX dan OPEX, perlu dihitung terlebih dahulu besar cost index yang diperlukan untuk menentukan harga peralatan pada tahun tertentu. Pada analisis keekonomian ini digunakan *chemical engineering cost index* (CEPCI) untuk memprediksi harga peralatan pabrik di tahun pembelian. Dengan data yang didapatkan seperti pada Tabel 4.40:

Tabel 4.42 Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)

Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI
2002	395,6	2007	525,4
2003	402	2008	575,4
2004	444,2	2009	523,6
2005	468,2	2010	556,3
2006	499,5		

Dengan data tersebut diproyeksikan sampai tahun 2015 untuk mengetahui harga alat saat pabrik mulai dibangun yaitu 2015. Proyeksi dilakukan dengan pertumbuhan besar cost index, berdasarkan data pertahunnya terjadi kenaikan sebesar 4,5% kecuali pada tahun 2009. Sehingga dapat diplot seperti pada gambar 4.10:



Gambar 4.10. Grafik estimasi CEPCI sampai dengan tahun 2015

Data tersebut juga ditampilkan pada tabel 4.41:

Tabel 4.43 nilai CEPCI sampai tahun 2025

Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI
2010	556,3	2018	792,2
2011	581,4	2019	828,0
2012	607,7	2020	865,4
2013	635,2	2021	904,6
2014	663,9	2022	945,4
2015	693,9	2023	988,1
2016	725,2	2024	1.032,8
2017	758,0	2025	1.079,5

Berdasarkan data tersebut, CEPCI pada tahun 2015 adalah sebesar 693.9. Total Capex dihitung menggunakan metode Guthrie (Seider, 2003). Perhitungan Capex dengan metode Guthrie dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$C_{TCI} = C_{TPI} + C_{WC} = 1.18(C_{TBM} + C_{SITE} + C_{Building} + C_{Offsite Facilities}) + C_{WC} \quad (4.1)$$

Dengan :  $C_{TBM}$  : Harga equipment

$C_{site}$  : biaya pengembangan lapangan (20%  $C_{TBM}$ )

$C_{building}$  : Biaya bangunan (20%  $C_{TBM}$ )

$C_{offsite}$  : biaya utilitas,dll (5%  $C_{TBM}$ )

$C_{wc}$  : Working capital (20%  $T_{ci}$ ) termasuk biaya start up dll

Asumsi-asumsi dalam perhitungan CAPEX dan OPEX adalah

- Biaya peralatan yang didapatkan merupakan harga pada beberapa variasi tahun, sehingga untuk melakukan perhitungan digunakan CE Index.
- 1 US \$ dikonversikan ke rupiah menjadi Rp. 9.500,-
- Dalam 1 tahun, pabrik hidrogen diasumsikan bekerja selama 300 hari dalam 24 jam.
- Pabrik memiliki umur manfaat 20 tahun.



- **TOTAL BARE MODUL COST ( $C_{TBM}$ )**

*Total Bare Modul Cost* dapat dihitung dengan menjumlahkan seluruh *Bare Modul Cost* semua alat yang digunakan. Perhitungan *Bare Modul Cost* dilakukan dengan memperhatikan hal berikut:

- Biaya bahan total ditambahkan ke *Purchase Cost* dengan menggunakan faktor sehingga diperoleh biaya modul, M.
- Biaya tenaga kerja (ereksi dan setting), L, ditambahkan sebagai faktor atau dihitung dari rasio L/M; diperoleh  $M + L = X$  (biaya modul langsung).
- Biaya modul tak-langsung (*freight, tax, insurance, engineering, dan field expense*) ditambahkan ke (M + L); diperoleh bare modul cost.

$$\text{Total bare - modul cost} = \sum_{i=\text{alat}}(\text{bare - modul cost}) \quad (4.2)$$

Tabel 4.44. SRU Purchased Equipment List

<i>Tag No.</i>	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
<b>SULFUR RECOVERY UNIT</b>							
F-101	<i>Fired Heater</i>	0.54	MW	95,418.22	1	1.86	257,316.97
F-102	<i>Fired Heater</i>	0.52	MW	93,715.74	1	1.86	252,725.86
F-103	<i>Fired Heater</i>	6.67	MW	368,035.13	1	1.86	992,490.63
E-101	<i>Cooler-Kettle Reboiler</i>	63.32	m <sup>2</sup>	19,255.43	1	3.17	88,498.64
E-102	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-103	<i>Shell and Tube HE</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-104	<i>Kettle Reboiler HE</i>	34.14	m <sup>2</sup>	16,833.57	1	3.17	77,367.71
E-105	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-106	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
R-101&R-102	<i>Catalytic Converter</i>	1,484	lbs	16,494.49	1	3.05	120,818.18
		7.44	ft	2,058.71			
R-103A&R-103B	<i>Catalytic Converter</i>	3,760	lbs	24,833.51	1	3.05	176,672.83
		12.77	ft	2,296.91			
T-101	<i>Sulfur Tank</i>	160.58	m <sup>3</sup>	30,194.93	1	1.41	61,727.30
P-101	<i>Air Blower</i>	7,476.06	m <sup>3</sup> /hr	38,107.98	2	3.30	364,656.57

Tabel 4.45. TGTU Purchased Equipment List

<i>Tag No.</i>	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
<b><i>TAIL GAS TREATMENT UNIT</i></b>							
V-201	<i>Absorber Column</i>	25.84	m <sup>3</sup>	6,459.49	1	3.24	30,343.63
V-202	<i>Stripper Column</i>	0.83	m	2,375.24	1	3.24	11,157.75
E-201	<i>Gas Cooler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-202	<i>Lean-Rich Amine HE</i>	34.14	m <sup>2</sup>	13,004.27	1	3.17	59,768.09
E-203	<i>Stripper Condenser</i>	34.14	m <sup>2</sup>	16,833.57	1	3.17	77,367.71
E-204	<i>Stripper Reboiler</i>	80.83	m <sup>2</sup>	20,708.54	1	3.17	95,177.21
AC-201	<i>Air Cooler</i>	0.46	Ksqft	17,971.07	2	2.46	188,778.49
T-201	<i>MDEA Tank Makeup</i>	27.03	m <sup>3</sup>	12,736.64	1	1.41	26,037.44
T-202	<i>MDEA Tank Blowdown</i>	160.58	m <sup>3</sup>	30,194.93	1	1.41	61,727.30
P-201	<i>Rich Amine Pump</i>	4.13	L/s	3,563.33	2	3.47	35,854.17
P-202	<i>Circulation Pump</i>	3.85	L/s	3,542.17	2	3.47	35,641.25
P-203	<i>Reflux Pump</i>	0.20	L/s	3,306.87	2	3.47	33,273.63

Tabel 4.46. Incinerator Purchased Equipment List

<i>Tag No.</i>	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
<b>INCINERATOR</b>							
F-301	<i>Fired Heater</i>	1.81	MW	163,720.87	1	1.86	441,510.64

Tabel 4.47. Utility Purchased Equipment List

<i>Tag No.</i>	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
<b>UTILITAS</b>							
T-401	<i>Steam Turbine</i>	167.51	kW	30,323.66	1	3.47	152,558.12
T-402	<i>Steam Turbine</i>	286.58	kW	56,790.30	1	3.47	285,711.57
T-403	<i>Steam Turbine</i>	70.73	kW	5,746.52	1	3.47	28,910.68
T-404	<i>Steam Turbine</i>	77.36	kW	7,585.19	1	3.47	38,161.04
T-405	<i>Steam Turbine</i>	132.11	kW	21,790.63	1	3.47	109,628.48
V-401	<i>Vessel</i>	1,298.00	lbs	20,154.14	1	3.05	170,409.88
		6.93	ft	6,014.51			
V-402	<i>Vessel</i>	962.00	lbs	18,129.22	1	3.05	147,415.19
		5.68	ft	4,508.30			
V-403	<i>Vessel</i>	962.00	lbs	18,129.22	1	3.05	147,415.19
		5.68	ft	4,508.30			

Tabel 4.48. (Lanjutan) *Utility Purchased Equipment List*

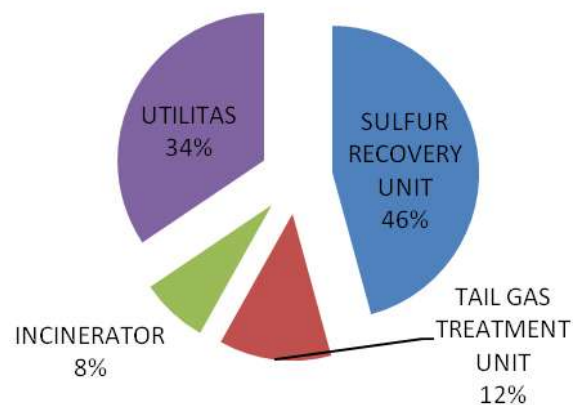
<i>Tag No.</i>	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
AC-401	<i>Air Cooler</i>	2.85	K sqft	37,398.40	1	2.46	327,175.18
AC-402	<i>Air Cooler</i>	1.03	K sqft	24,893.52	1	2.46	152,306.67
P-401	<i>Pump</i>	10.48	L/s	4,104.63	2	3.47	41,300.69
P-402	<i>Pump</i>	10.09	L/s	4,068.90	2	3.47	40,941.22
CT-401	<i>Cooling Tower</i>	10.48	L/s	66,384.45	1	4.20	404,240.51

Total Bare Modul dari seluruh peralatan ditampilkan pada tabel 4.47:

Tabel 4.49. Total Bare Modul Cost

	<i>COST (USD)</i>
<i>SULFUR RECOVERY UNIT</i>	2,719,555.01
<i>TAIL GAS TREATMENT UNIT</i>	736,946.75
<i>INCINERATOR</i>	441,510.64
<i>UTILITAS</i>	2,046,174.41
<i>Total Bare Modul Cost</i>	5,944,186.82

Cost breakdown total bare modul ditampilkan pada gambar 4.11:



Gambar 4.11 Bare Modul Equipment Cost Breakdown

- ***SITE DEVELOPMENT COST***

Biaya untuk pengembangan lokasi terdiri atas dua macam, yaitu *grass root plant* dengan biaya sekitar 10-20% dari total bare modul cost dan perluasan sebesar 4-6% dari total bare modul (Seider, 2003). Untuk pabrik Hidrogen dari biomasa ini menggunakan tipe *grass-root plant*, sehingga

- ***BUILDING COST***

Biaya bangunan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

- 10 %  $C_{TBM}$  untuk bangunan dengan alat yang berada di dalam ruang.
- 20 %  $C_{TBM}$  untuk gedung non-proses *grass root plant*.
- 5 %  $C_{TBM}$  untuk gedung non-proses perluasan.

- **OFFSITE FACILITIES COST**

*Offsite Facilities Cost* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

$$C_{\text{Offsite Facilities}} = \text{utility cost} + (0.05)(C_{TBM}) \quad (4.3)$$

*Utility Cost* dapat dihitung dengan menggunakan tabel 4.48:

Tabel 4.50. *Total Utility Cost*

Utilitas	Kebutuhan	Harga		Cost/year (USD)
Fuel-methane (cubic m/y)	760813	USD 89.12/(1000 cubic m)	NYMEX	67,803.66
Cooling water (gpm)	159.91	USD 58/gpm	Seider	9,274.53
Total				77,078.19

- **CONTINGENCY**

Biaya tak terduga dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Seider, 2003):

$$C_{\text{Contingency}} = 0.15 \times C_{TBM} \quad (4.4)$$

- **CONTRACTOR FEE**

Biaya kontraktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

$$C_{\text{Contractor Fee}} = 0.03 \times C_{TBM} \quad (4.5)$$

- **WORKING CAPITAL**

Working Capital dihitung sebesar 17,6 % CTCI (jumlah biaya alat, lokasi, bangunan, fasilitas, dan tak terduga). Sehingga diperoleh sebesar (Seider, 2003):

$$C_{WC} = 0.176 \times 1.18 (C_{TBM} + C_{\text{Site}} + C_{\text{Building}} + C_{\text{Offsite Facilities}}) \quad (4.6)$$

- **INITIAL CATALYST AND SOLVENT COST**

Perhitungan untuk biaya pembelian katalis alumina serta solvent MDEA ditampilkan pada tabel 4.49:

Tabel 4.51. Total *Initial Catalyst and Solvent Cost*

	Kebutuhan	Harga	Sumber	Biaya (USD)
Initial Katalis (kg)	26417.7	USD15/kg	Pingxiang Pangtai Industrial	396,265.80
Initial MDEA (kg)	2058.9	USD 10/kg	Shanghai Polymet Commodities Ltd	20,589.15
Total				416,854.95

#### Perhitungan *Total Capital Investment*

Setelah menghitung nilai dari masing-masing komponen penyusun *Total Capital Investment*, selanjutnya adalah menghitung *Total Capital Investment* dari SRU. Dengan menggunakan persamaan seperti yang ditunjukkan diatas, maka diperoleh hasil TCI pada tabel 4.50:

Tabel 4.52. *Total Capital Expenditure (CAPEX)*

Component	Value in US\$
Total Bare Modul Cost (C TBM) (\$)	5,944,186.82
Site Development Cost (C site) (\$)	1,188,837.36
Building Cost (C building) (\$)	1,188,837.36
Offsite Facilities Cost (C offsite facilities) (\$)	374,287.53
Contingency (\$)	891,628.02
Contractor fee (\$)	178,325.60
Working Capital (C WC) (\$)	1,806,016.24
Initial Catalyst and Solvent Cost (C Cat-Sol) (\$)	416,854.95
<b>Total Cost Investment (\$)</b>	<b>13,554,280.73</b>

#### 4.5.2 Perhitungan CAPEX Skenario 2

Pada *sulfur recovery unit* ini, dibuat dua skenario proses yaitu untuk skenario kedua ini dibuat dengan *case study* unit incinerator membakar *tail gas* keluaran dari *Sulfur Recovery Unit* sehingga *Tail Gas Treatment Unit* ditiadakan. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan sebelumnya, CEPCI pada tahun 2015 adalah sebesar 693.9. Total Capex dihitung menggunakan metode Guthrie (Seider, 2003). Perhitungan Capex dengan metode Guthrie seperti yang telah dilakukan pada perhitungan CAPEX skenario pertama. Berikut ini adalah hasil perhitungan



Tabel 4.53. SRU Purchased Equipment List

Tag No.	Equipment	Cost Parameter		Cost in 2006 (\$)	Quantity	Total Modul factor	Cost in 2015 (\$)
<b>SULFUR RECOVERY UNIT</b>							
F-101	<i>Fired Heater</i>	0.54	MW	95,418.22	1	1.86	257,316.97
F-102	<i>Fired Heater</i>	0.52	MW	93,715.74	1	1.86	252,725.86
F-103	<i>Fired Heater</i>	6.67	MW	368,035.13	1	1.86	992,490.63
E-101	<i>Cooler-Kettle Reboiler</i>	63.32	m <sup>2</sup>	19,255.43	1	3.17	88,498.64
E-102	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-103	<i>Shell and Tube HE</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-104	<i>Kettle Reboiler HE</i>	34.14	m <sup>2</sup>	16,833.57	1	3.17	77,367.71
E-105	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
E-106	<i>Condenser-Kettle Reboiler</i>	45.81	m <sup>2</sup>	17,802.31	1	3.17	81,820.08
R-101&R-102	<i>Catalytic Converter</i>	1,484	lbs	16,494.49	1	3.05	120,818.18
		7.44	ft	2,058.71			
R-103A&R-103B	<i>Catalytic Converter</i>	3,760	lbs	24,833.51	1	3.05	176,672.83
		12.77	ft	2,296.91			
T-101	<i>Sulfur Tank</i>	160.58	m <sup>3</sup>	30,194.93	1	1.41	61,727.30
P-101	<i>Air Blower</i>	7,476.06	m <sup>3</sup> /hr	38,107.98	2	3.30	364,656.57

Tabel 4.54. Incinerator Purchased Equipment List

Tag No.	Equipment	Cost Parameter		Cost in 2006 (\$)	Quantity	Total Modul factor	Cost in 2015 (\$)
<b>INCINERATOR</b>							
F-301	Fired Heater	1.81	MW	163,720.87	1	1.86	441,510.64

Tabel 4.55. Utility Purchased Equipment List

Tag No.	Equipment	Cost Parameter		Cost in 2006 (\$)	Quantity	Total Modul factor	Cost in 2015 (\$)
<b>UTILITAS</b>							
T-401	Steam Turbine	167.51	kW	30,323.66	1	3.47	152,558.12
T-402	Steam Turbine	286.58	kW	56,790.30	1	3.47	285,711.57
T-403	Steam Turbine	70.73	kW	5,746.52	1	3.47	28,910.68
T-404	Steam Turbine	77.36	kW	7,585.19	1	3.47	38,161.04
T-405	Steam Turbine	132.11	kW	21,790.63	1	3.47	109,628.48
V-401	Vessel	1,298.00	lbs	20,154.14	1	3.05	170,409.88
		6.93	ft	6,014.51			
V-402	Vessel	962.00	lbs	18,129.22	1	3.05	147,415.19
		5.68	ft	4,508.30			
V-403	Vessel	962.00	lbs	18,129.22	1	3.05	147,415.19
		5.68	ft	4,508.30			

Tabel 4.56. (Lanjutan) *Utility Purchased Equipment List*

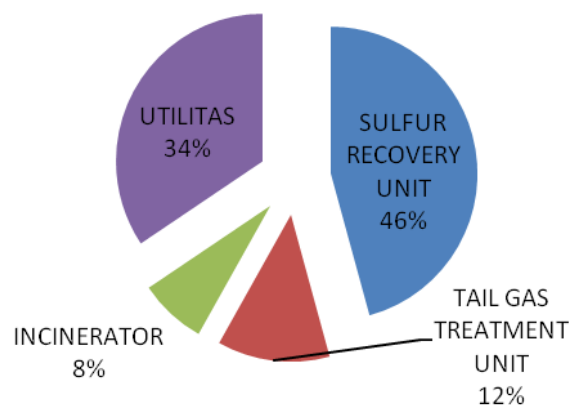
Tag No.	<i>Equipment</i>	<i>Cost Parameter</i>		<i>Cost in 2006 (\$)</i>	<i>Quantity</i>	<i>Total Modul factor</i>	<i>Cost in 2015 (\$)</i>
AC-401	<i>Air Cooler</i>	2.85	K sqft	37,398.40	1	2.46	327,175.18
AC-402	<i>Air Cooler</i>	1.03	K sqft	24,893.52	1	2.46	152,306.67
P-401	<i>Pump</i>	10.48	L/s	4,104.63	2	3.47	41,300.69
P-402	<i>Pump</i>	10.09	L/s	4,068.90	2	3.47	40,941.22
CT-401	<i>Cooling Tower</i>	10.48	L/s	66,384.45	1	4.20	404,240.51

*Total Bare Modul* dari seluruh peralatan ditampilkan pada tabe. 4.55:

Tabel 4.57. *Total Bare Modul Cost*

	<i>COST (USD)</i>
<i>SULFUR RECOVERY UNIT</i>	2,719,555.01
<i>INCINERATOR</i>	441,510.64
<i>UTILITAS</i>	2,046,174.41
<i>Total Bare Modul Cost</i>	5,207,240.07

Cost breakdown total bare modul ditampilkan pada gambar 4.12:



Gambar 4. 12 *Bare Modul Equipment Cost Breakdown*

#### Perhitungan *Total Capital Investment*

Setelah menghitung nilai dari masing-masing komponen penyusun *Total Capital Investment*, selanjutnya adalah menghitung *Total Capital Investment* dari SRU. Dengan menggunakan persamaan seperti yang ditunjukkan diatas, maka diperoleh hasil TCI pada tabel 4.56:

Tabel 4.58. Total Capital Expenditure (CAPEX)

<i>Component</i>	<i>Value in \$</i>
<i>Total Bare Modul Cost (C TBM) (\$)</i>	5,207,240.07
<i>Site Development Cost (C site) (\$)</i>	1,041,448.01
<i>Building Cost (C building) (\$)</i>	1,041,448.01
<i>Offsite Facilities Cost (C offsite facilities) (\$)</i>	337,440.19
<i>Contingency (\$)</i>	781,086.01
<i>Contractor fee (\$)</i>	156,217.20
<i>Working Capital (C WC) (\$)</i>	1,584,095.04
<i>Initial Catalyst and Solvent Cost (C Cat-Sol) (\$)</i>	396,265.80
<b><i>Total Cost Investment (\$)</i></b>	<b>11,918,204.07</b>

### 4.5.3 Perhitungan OPEX Skenario 1

Biaya Operasi adalah biaya-biaya yang dikeluarkan selama pabrik beroperasi seperti biaya bahan, tenaga kerja, biaya operasional, asuransi, depresiasi, distribusi dan pemasaran serta administrasi. Biaya operasi dibagi menjadi dua jenis yaitu fixed cost dan variable cost. Untuk menghitung biaya operasional, ada beberapa asumsi yang digunakan sebagai basis perhitungan, antara lain:

- Umur Pabrik ini adalah 30 Tahun
- Dalam satu Tahun, pabrik beroperasi selama 300 hari, 24 jam.

#### 4.5.3.1 Biaya Bahan Langsung

Merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk mendapatkan bahan-bahan untuk proses produksi. Biaya bahan langsung ditampilkan pada tabel 4.57:

Tabel 4.59. Total Biaya Bahan Langsung

	Kebutuhan	Harga	Source	Biaya per tahun
Fuel-methane (cubic m/y)	3348279	USD 89.12/(1000 cubic m)	NYMEX	\$ 298,398.59
MDEA Make Up (kg/y)	1297389	USD 10/kg	Shanghai Polymet Commodities Ltd	\$12,973,885.97
Total				\$13,272,284.56

#### 4.5.3.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung

Tenaga Kerja Langsung terdiri dari:

- *Field Super Intendent*
- *Senior Operator*
- *Control*
- *Electrical*
- *Instrument*
- *Safety*
- *Machinary*
- *Corrosion and inspection*

Tabel 4.60. Biaya Tenaga Kerja Langsung

Kualifikasi	Shift	Jumlah	Upah Tenaga Kerja	Upah Tenaga Kerja	Total biaya/tahun
			(rupiah/bulan)	(rupiah/bulan)	(rupiah/thn)
Field Super Intendent	4	1	12,000,000	48,000,000	576,000,000
Senior Operator	4	1	9,000,000	36,000,000	432,000,000
Control	4	2	6,000,000	48,000,000	576,000,000
Electrical	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Instrument	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Safety	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Machinary	4	2	6,000,000	48,000,000	576,000,000
Corrosion and inspection	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
<b>Total (Rp)</b>					<b>Rp 3,312,000,000.00</b>
<b>Total (USD)</b>					<b>\$ 348,631.58</b>

Biaya tenaga kerja langsung variabel adalah besarnya bonus yang didapat oleh pekerja. Beberapa alasan untuk bonus ini misalnya karena ada tunjangan biaya tenaga kerja, seperti hari raya beragama, tunjangan khusus setiap tahun, dan biaya lembur karena suatu keadaan. Besarnya adalah 20% dari upah pekerja selama setahun. Berikut perincian fixed and variable cost untuk biaya tenaga kerja langsung:

Tabel 4.61. Biaya Tenaga Kerja Langsung

Biaya Tenaga Kerja Langsung	Biaya
<i>Fixed Cost</i>	\$ 348,631.58
<i>Variable Cost</i>	\$ 69,726.32
Total	\$ 418,357.89

#### 4.5.3.3 Biaya Tetap Pabrik (*Factory Overhead*)

Biaya tetap pabrik atau FOH meliputi biaya tidak langsung, utilitas, dan asuransi.

- Biaya Utilitas  
Utilitas yang dibutuhkan untuk pabrik meliputi kebutuhan Bahan bakar untuk memanaskan, dan air untuk pendingin,. Berikut adalah perincian perhitungan kebutuhan utilitas pada SRU:

Tabel 4.62. Total Biaya Utilitas

Utilitas	Kebutuhan	Harga		Cost/year
Fuel-methane (cubic m/y)	760813	USD 89.12/(1000 cubic m)	NYMEX	\$ 67,803.66
Cooling water (gpm)	159.91	USD 58/gpm	Seider	\$ 9,274.53
Total				\$ 77,078.19

- Biaya Asuransi

Estimasi dari Biaya Asuransi adalah :

- Biaya Asuransi Kesehatan dan Keselamatan Kerja = 1% dari gaji pegawai
- Biaya Asuransi Alat Plant = 3 % dari harga alat
- Biaya Asuransi Bangunan = 3 % dari biaya konstruksi bangunan (Cserv) (Seider, 2003).

Biaya asuransi ditampilkan pada tabel 4.61:

Tabel 4.63. Total Biaya Asuransi

Jenis Asuransi	Presentase	Sumber	Biaya
Asuransi Keselamatan dan kesehatan kerja	1%	Gaji Pegawai	\$ 4,957.16
Asuransi Alat-alat Pabrik	3.00%	Harga Alat	\$ 29,720.93
Asuransi Bangunan	3.00%	Harga Bangunan	\$ 35,665.12
Total			\$ 70,343.22

Dengan demikian, biaya total *Factory Over Head* (FOH) dalam setahun adalah sebesar yang dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4.64. Total Biaya FOH

Komponen	Biaya
Utilitas	\$ 77,078.19
Asuransi	\$ 70,343.22
Total	\$ 147,421.40

#### 4.5.3.4 Biaya Perawatan

Biaya perawatan ini meliputi biaya pemeliharaan alat ataupun biaya peremajaan alat. Biaya perawatan ini biasanya sebesar 1% dari harga peralatan. Dengan demikian biaya perawatan alat dapat dihitung pada tabel 4.63:

Tabel 4. 65 Perhitungan Biaya Perawatan

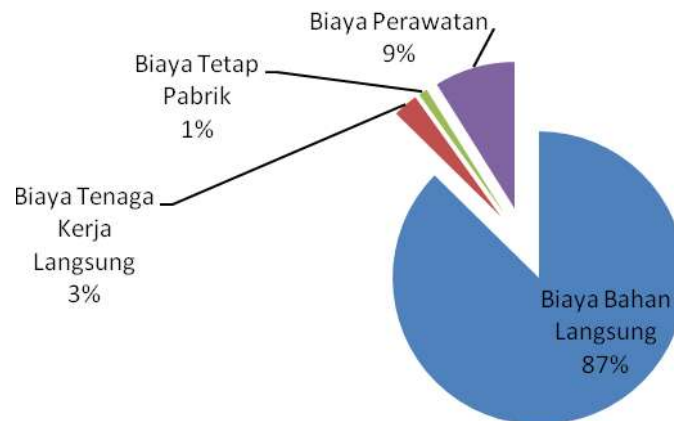
	Biaya
Total Capital Expenditure	\$ 13,554,280.73
Biaya Perawatan	\$ 1,355,428.07

Tabel 4.66. Total OPEX

Komponen	Biaya
Biaya Bahan Langsung	\$ 13,272,284.6
Biaya Tenaga Kerja Langsung	\$ 418,357.9
Biaya Tetap Pabrik	\$ 147,421.4
Biaya Perawatan	\$ 1,355,428.1
Total	\$ 15,193,491.9



*Cost Breakdown* untuk *operating expenditure* skenario 1 ditampilkan pada gambar 4.13



Gambar 4. 13 *Operating Expenditure Breakdown*

#### 4.5.4 Perhitungan OPEX Skenario 2

Biaya Operasi adalah biaya-biaya yang dikeluarkan selama pabrik beroperasi seperti biaya bahan, tenaga kerja, biaya operasional, asuransi, depresiasi, distribusi dan pemasaran serta administrasi. Biaya operasi dibagi menjadi dua jenis yaitu fixed cost dan variable cost. Untuk menghitung biaya operasional, ada beberapa asumsi yang digunakan sebagai basis perhitungan, antara lain:

- Umur Pabrik ini adalah 30 Tahun
- Dalam satu Tahun, pabrik beroperasi selama 330 hari, 24 jam.

##### 4.5.4.1 Biaya Bahan Langsung

Merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk mendapatkan bahan-bahan untuk proses produksi. Biaya bahan langsung ditampilkan pada tabel 4.65:

Tabel 4.67. Total Biaya Bahan Langsung

	Kebutuhan	Harga	Source	Biaya per tahun
Fuel-methane (cubic m/y)	3348279	USD 89.12/(1000 cubic m)	NYMEX	\$ 298,398.59
Total				\$ 298,398.59

#### 4.5.4.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung

Tenaga Kerja Langsung terdiri dari:

- *Field Super Intendent*
- *Senior Operator*
- *Control*
- *Electrical*
- *Instrument*
- *Safety*
- *Machinary*
- *Corrosion and inspection*

Tabel 4.68. Biaya Tenaga Kerja Langsung

Kualifikasi	Shift	Jumlah	Upah Tenaga Kerja	Upah Tenaga Kerja	Total biaya/tahun
			(rupiah/bulan)	(rupiah/bulan)	(rupiah/thn)
Field Super Intendent	4	1	12,000,000	48,000,000	576,000,000
Senior Operator	4	1	9,000,000	36,000,000	432,000,000
Control	4	2	6,000,000	48,000,000	576,000,000
Electrical	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Instrument	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Safety	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
Machinary	4	2	6,000,000	48,000,000	576,000,000
Corrosion and inspection	4	1	6,000,000	24,000,000	288,000,000
<b>Total (Rp)</b>					<b>Rp 3,312,000,000.</b>
<b>Total (USD)</b>					<b>\$ 348,631.58</b>

Biaya tenaga kerja langsung variabel adalah besarnya bonus yang didapat oleh pekerja. Beberapa alasan untuk bonus ini misalnya karena ada tunjangan biaya tenaga kerja, seperti hari raya beragama, tunjangan khusus setiap tahun, dan biaya lembur karena suatu keadaan. Besarnya adalah 20% dari upah pekerja selama setahun. Berikut perincian fixed and variable cost untuk biaya tenaga kerja langsung:

Tabel 4.69. Biaya Tenaga Kerja Langsung

Biaya Tenaga Kerja Langsung	Biaya
Fixed Cost	\$ 348,631.58
Variable Cost	\$ 69,726.32
Total	\$ 418,357.89

#### 4.5.4.3 Biaya Tetap Pabrik (*Factory Overhead*)

Biaya tetap pabrik atau FOH meliputi biaya tidak langsung, utilitas, dan asuransi.

- **Biaya Utilitas**  
Utilitas yang dibutuhkan untuk pabrik meliputi kebutuhan Bahan bakar untuk memanaskan, dan air untuk pendingin,. Berikut adalah perincian perhitungan kebutuhan utilitas pada SRU:

Tabel 4.70. Total Biaya Utilitas

Utilitas	Kebutuhan	Harga		Cost/year
Fuel-methane (cubic m/y)	760813	USD 89.12/(1000 cubic m)	NYMEX	\$ 67,803.66
Cooling water (gpm)	159.91	USD 58/gpm	Seider	\$ 9,274.53
Total				\$ 77,078.19

- **Biaya Asuransi**

Estimasi dari Biaya Asuransi adalah :

- Biaya Asuransi Kesehatan dan Keselamatan Kerja = 1% dari gaji pegawai
- Biaya Asuransi Alat Plant = 3 % dari harga alat
- Biaya Asuransi Bangunan = 3 % dari biaya konstruksi bangunan (Cserv) (Seider, 2003).

Berikut tabel biaya asuransi:

Tabel 4.71. Total Biaya Asuransi

Jenis Asuransi	Presentase	Sumber	Biaya
Asuransi Keselamatan dan kesehatan kerja	1%	Gaji Pegawai	\$ 4,957.16
Asuransi Alat-alat Pabrik	3.00%	Harga Alat	\$ 26,036.20
Asuransi Bangunan	3.00%	Harga Bangunan	\$ 31,243.44
Total			\$ 62,236.80

Dengan demikian, biaya total *Factory Over Head* (FOH) dalam setahun adalah sebesar yang dapat dilihat pada tabel 4.70:

Tabel 4.72. Total Biaya FOH

Komponen	Biaya
Utilitas	\$ 77,078.19
Asuransi	\$ 62,236.80
Total	\$ 139,314.99

#### 4.5.4.4 Biaya Perawatan

Biaya perawatan ini meliputi biaya pemeliharaan alat ataupun biaya peremajaan alat. Biaya perawatan ini biasanya sebesar 1% dari harga peralatan.

Tabel 4. 73 Perhitungan Biaya Perawatan

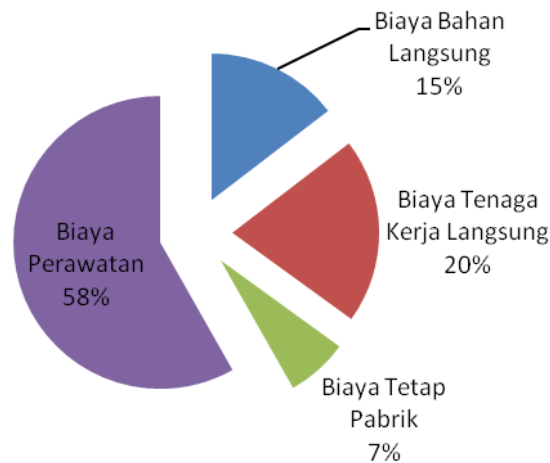
	Biaya
Total Capital Expenditure	\$ 11,918,204.07
Biaya Perawatan	\$ 1,191,820.41

Dengan demikian besarnya *operating expenditure* (OPEX) ditampilkan pada tabel 4.18:

Tabel 4.74 Total OPEX

Komponen	Biaya
Biaya Bahan Langsung	\$ 298,398.59
Biaya Tenaga Kerja Langsung	\$ 418,357.89
Biaya Tetap Pabrik	\$ 139,314.99
Biaya Perawatan	\$ 1,191,820.41
Total	\$ 2,047,891.88

*Cost Breakdown* untuk *operating expenditure* skenario 1 ditampilkan pada gambar 4.14

Gambar 4. 14 *Operating Expenditure Breakdown*

#### 4.5.5 Perbandingan Kedua Skenario

Perbandingan parameter dari kedua skenario ditampilkan pada tabel 4.73

Tabel 4.75 Perbandingan kedua skenario

No.	Skenario	CAPEX (USD)	CAPEX (Rp)	OPEX (USD)	OPEX (Rp)
1	Dengan <i>Tail Gas Treatment Unit</i>	13.55 juta	128.77 Milyar	15.19 juta	144.34 Milyar
2	Tanpa <i>Tail Gas Treatment Unit</i>	11.92 juta	113.22 Milyar	2.05 juta	19.45 Milyar

Dari kedua skenario tersebut, skenario satu merupakan skenario dengan nilai CAPEX dan OPEX terbesar. Sedangkan skenario 2 merupakan skenario dengan CAPEX dan OPEX terkecil. Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, skenario yang dipilih adalah skenario 2.

#### 4.5.6 Benchmarking

Untuk mengetahui kelayakan SRU ini, perlu diperbandingkan dengan pabrik sejenis. Adapun benchmarking untuk SRU ini adalah

Tabel 4.76 Benchmarking SRU

	CAPEX (juta USD)	Referensi
SRU sejenis	10.85	
SRU hasil rancangan ini	11.92	(Parrish, 2006)

Melihat perbandingan CAPEX dengan SRU sejenis, SRU pada perancangan ini memiliki CAPEX yang layak meskipun memiliki CAPEX sedikit lebih besar. Akan tetapi, CAPEX untuk perancangan dengan menggunakan Claus termodifikasi CAPEX berkisar antara 90-110% sehingga CAPEX maksimum yang masih bisa diterima adalah USD 11.935 juta. Oleh karena itu, SRU ini layak dibangun.

#### 4.5 Neraca Massa dan Energi

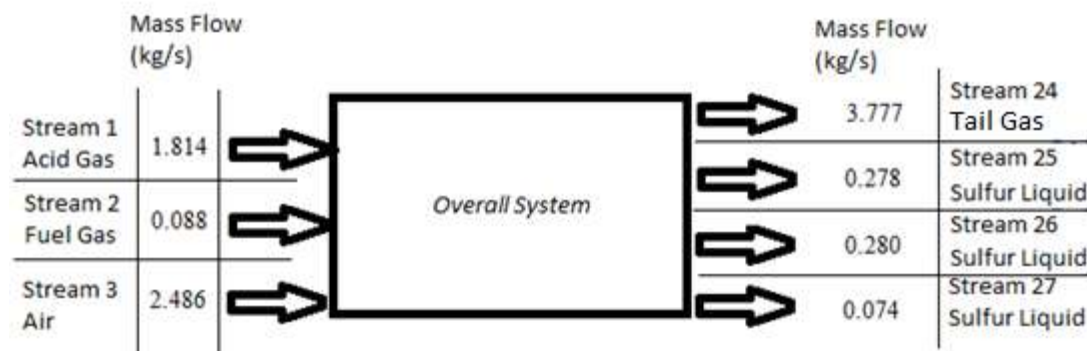
##### 4.5.1 Neraca Massa Keseluruhan

Neraca Massa komponen pada SRU ini ditampilkan pada table berikut:

Tabel 4.77. Neraca Massa SRU

Stream	Masuk	Keluar	Unit
1	1.814		kg/s
2	0.088		kg/s
3	2.486		kg/s
24		3.777	kg/s
25		0.278	kg/s
26		0.280	kg/s
27		0.074	kg/s
Total	4.388	4.408	kg/s

Gambar menunjukkan diagram neraca massa SRU.



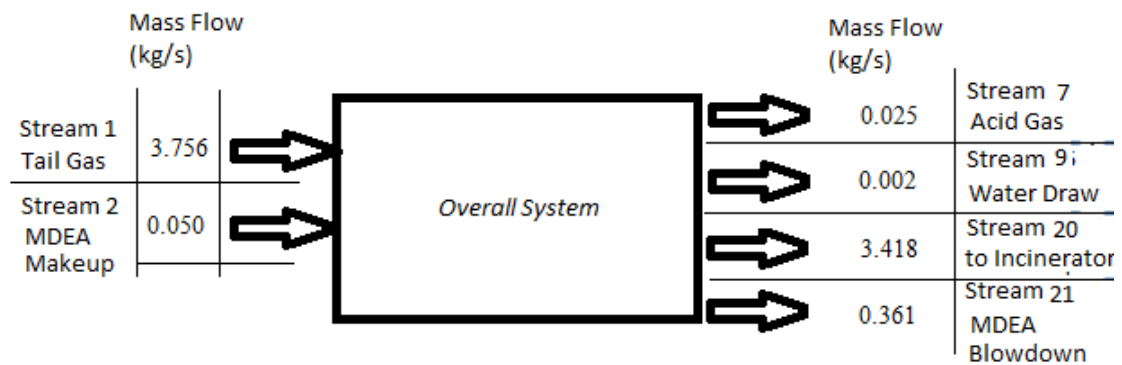
Gambar 4. 15 Diagram Neraca Massa SRU

Sedangkan neraca massa Tail Gas Treatment Unit ditampilkan pada tabel:

Tabel 4.78. Neraca Massa TGTU

Stream	Masuk	Keluar	Unit
1	3.756		kg/s
16	0.050		kg/s
7		0.025	kg/s
9		0.002	kg/s
20		3.418	kg/s
21		0.361	kg/s
Total	3.806	3.806	kg/s

Diagram neraca massa *Tail Gas Treatment Unit* disajikan pada gambar



Gambar 4. 16 Diagram neraca massa *Tail Gas Treatment Unit*

#### 4.5.2 Neraca Energi Keseluruhan

Neraca energi menunjukkan kesetimbangan antara energi yang dibutuhkan dan energi yang dihasilkan selama berjalannya proses produksi. Selain untuk mengetahui kebutuhan energi pada suatu proses, perhitungan neraca energi ini juga sangat penting untuk memperoleh nilai efisiensi energi sehingga dapat dilakukan evaluasi untuk mencapai efisiensi energi optimum dan meminimalkan kehilangan energi. Dalam neraca energi terdapat enam bentuk energi yang diperhitungkan, yaitu:

- Energi kinetik ( $E_k$ ): Energi yang dimiliki oleh suatu sistem yang bergerak
- Energi potensial ( $E_p$ ): Energi yang dimiliki oleh suatu sistem karena posisinya
- Energi dalam ( $U$ ): Jumlah dari seluruh energi molekuler, atomik dan subatomik yang terdapat dalam suatu materi

- Energi Panas/Kalor (Q): Energi yang mengalir karena adanya perbedaan temperatur
- Kerja (W): Energi yang ditransfer oleh suatu tenaga penggerak tertentu selain beda temperatur.
- Entalpi (H): Jumlah dari dua energi, dimana  $E = U + PV$

Pada perhitungan neraca energi ini, keseluruhan energi dapat dikelompokkan menjadi energi yang masuk dan energi yang keluar sistem. Dibawah ini merupakan neraca energi secara keseluruhan baik yang masuk atau yang dihasilkan (keluar) dari unit SRU dan TGTU ini

Tabel 4.79. Neraca Energi SRU

Energy In		Energy Out	
Stream/Tag Unit	Energy (J/s)	Stream/Tag Unit	Energy (J/s)
1	-10773961	24	-18315440
2	-409821	25	64855
3	-153186	26	46914
F-101	544351	27	10161
F-102	517180	F-103	5005513
P-101	271156	E-101	1350829
		E-102	584195
		E-104	238007
		E-105	621391
		E-106	389294
Total	(10,004,280.84)		(10,004,280.84)



Tabel 4.80. Neraca Energi TGTU

Energy In		Energy Out	
Stream/Tag Unit	Energy (J/s)	Stream/Tag Unit	Energy (J/s)
1	-18317404	7	-226223
16	-188670	9	-31101
P-201	2883	20	-14027041
P-202	1798	21	-5014872
P-203	746	AC-201	417754
E-204	961706	E-201	845919
		E-203	496806
	(17,538,941.11)		(17,538,759.04)

## BAB 5

### KESIMPULAN

Dari evaluasi proses dan estimasi biaya yang telah dilakukan maka didapatkan kesimpulan:

1. Kapasitas produksi sulfur adalah 54.55 ton/hari dengan kemurnian sulfur produk mencapai 99,997%.
2. *Sulfur Recovery Unit* ini juga menghasilkan listrik dari ekspansi steam di turbin. Listrik tersebut digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik SRU ini sendiri dan sisanya dapat dijual. Listrik netto yang dapat dijual sebesar 320 kW.
3. Optimasi proses yang dilakukan adalah dengan menambahkan reaktor subdewpoint yaitu reaktor yang beroperasi dibawah titik embun sulfur.
4. Optimasi proses tersebut mampu meningkatkan sulfur recovery mencapai 99.9% dan kapasitas produksi sulfur meningkat sebesar 0.45 ton/hari. Sehingga teknologi proses yang dipakai pada SRU adalah Claus Termodifikasi.
5. Spesifikasi gas buang untuk skenario pertama dan kedua telah memenuhi baku mutu maksimum konsentrasi gas H<sub>2</sub>S buangan yaitu 0 ppm. Adapun baku mutu yang ditetapkan pemerintah adalah 42 ppm.
6. Pada SRU ini, dibuat dua skenario yaitu *Sulfur Recovery Unit* (SRU) dengan dan tanpa menggunakan *Tail Gas Treatment Unit* (TGTU).
7. Pada SRU ini, skenario yang dipilih adalah skenario kedua yaitu tanpa menggunakan TGTU yang memiliki nilai *Capital Expenditure* terhitung sebesar USD 11.92 juta (Rp.113,22 Milyar) dan *Operating Expenditure* sebesar USD 2.05 juta (Rp.19,45 Milyar)

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. (1973). NPRA's Panel Views Processes. *Hydro. Process*, p.151.
- Anonim. (1998). *Sulfur Recovery*, p.1-32, .
- Beatty, R. (2001). *The Elements: Sulfur*, Marshall Cavendish Corporation
- BR&E. (1993). BR&E Reference Manual 93.0, Bryan Research and Engineering, Bryan, TX.
- Gamson, B. W dan Elkins, R. H. (1953) *Chem. Eng. Prog* [online text],
- Garmo, P. D. (1997). *Ekonomi Teknik Edisi 10*. Jakarta: PT Prenhallindo.
- Grancher, P. (1978). *Advances in Claus technology, Part 1: Studies in reaction mechanics*.
- Hubbard, D. A. (1985). *Review Of Selected Sulfur Recovery Processes For SNG Production*, in Gas Research Institute (ed.).
- Janke, S. L. (1990). *Catalyst Selection Criteria for Claw Plant Optimization, Can Energy 90*.
- Kern, D. (1965). *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Company
- Kohl, A, and Nielsen, R. (1997). *Gas Purification fifth edition*. Gulf Publishing Company
- Kurnia, A. (2003). *Petunjuk Praktis Budi Daya Stroberi* , AgroMedia
- Lingga, P dan Marsono. (2008). *Petunjuk Penggunaan Pupuk*, Penebar Swadaya
- Mcintyre, G. (1997). *Claus Sulphur Recovery Option*. Bryan Research & Engineering, Inc.
- Norman, W. S. (1976). 'There are ways to smoother operation of sulfur plants', *Oil and Gas*, Vol. 74, p.55-60.
- Parrish, William R . and Arthur J . Kidnay. (2006). *Fundamentals of Natural Gas Processing*: CRC Press.
- Paskall, H. G., dan Sames, J. A. (1992). *Sulphur Recovery*. BOVAR/Western Research
- Sassi, M. D. dan Gupta, A. K. (2008). Sulfur Recovery from Acid Gas Using the Claus Process and High Temperature Air Combustion (HiTAC) Technology. *American Journal of Environmental Sciences*.
- Sames, J. A., Ritter, R. A., Paskall, H. G. (1985). *PC Sulphur Plant Simulation*, paper presented at the 35th Canadian Chemical Engineering Conference, Calgary, Alberta, Canada, October.
- Seider, W. (2003). *Product and Process Design Principles*. John Wiley and Sons, Inc.
- Sinnott, R. (2008). *Chemical Engineering Design*, Elsevier
- Sinnot, R. (2005). *Chemical Engineering Design fourth edition*, Coulson & Richardson's Chemical Engineering Series
- Stevens, D. K., Stem, L.H., dan Nehb, W. (1996). *Oxyclus Technology for Sulfur Recovery, Laurance Reid Gas Conditioning Conference Proceedings*. University of Oklahoma
- Valdes, A. R. (1964). New Look at Sulfur Plants Part 2: Operations. *Hydro. Process*, Vol 43, p.122-24.
- Wallas, S. (1990). *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann
- Wiley, S. (1980). Off-gas aids Claw operations. *Hydro. Process.*, Vol. 59, pp 127-2.

## LAMPIRAN

### LAMPIRAN A Spesifikasi Peralatan SRU

<b>Tag No.</b>	F-101				
<b>Equipment Type</b>	Fired Heater				
<b>Design Case</b>	Acid Gas Preheating				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	Tube Side			Shell Side	
<b>Fluid</b>	Acid Gas			Combustion Gas	
		in	out	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	6529	6529	1091	1091
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	-	-	-	-
<b>Temperature</b>	°C	42.9	329.6	118.1	537.9
<b>Operating pressure</b>	kPa	148.24	148.24	206.8	204.4
<b>Material</b>		SS-316			
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
<b>Heat Liberated</b>	kW	725.80	Efisiensi Termal	75%	
<b>Heat Transferred</b>	kW	544.35			
<b>Tube Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	48.59	Number of tubes	Tube	314
<b>Tube OD</b>	in	2.00	Tube Type	Single Pass Firetube	
<b>Tube Length</b>	m	3.05	Tube Pitch	in	2
			Tube Arrangement	Triangular	
<b>Shell Dimension</b>					
<b>Shell ID</b>	m	2.05	Height	m	4.1

<b>Tag Unit</b>	F-102				
<b>Type Unit</b>	Fired Heater				
<b>Design Case</b>	Air Preheating				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	Tube Side			Shell Side	
<b>Fluid</b>	Air			Combustion Gas	
		in	out	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	8951	8951	1134	1134
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	-	-	-	-
<b>Temperature</b>	°C	128.9	329.6	110.4	537.9
<b>Operating pressure</b>	kPa	206.84	206.84	206.8	204.4
<b>Material</b>		SS-136			
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
<b>Heat Liberated</b>	kW	689.57	Efisiensi Termal	75%	
<b>Heat Transferred</b>	kW	517.18			
<b>Tube Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	47.13	Number of tubes	304	
<b>Tube OD</b>	in	2.00	Tube Type	Single Pass Firetube	
<b>Tube Length</b>	m	3.05	Tube Pitch	in	2
			Tube Arrangement	Triangular	
<b>Shell Dimension</b>					
<b>Shell ID</b>	m	2.08	Height	m	4.2

<b>Tag No</b>	F-103				
<b>Equipment Type</b>	Fired Heater				
<b>Design Case</b>	Acid Gas Burner				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		Tube Side		Shell Side	
<b>Fluid</b>		Cooling Water		Acid Gas	
		in	out	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	-	6583	15797	15797
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	6583	-	-	-
<b>Temperature</b>	°C	26.7	186.1	1284.0	537.9
<b>Operating pressure</b>	kPa	101.00	1136.33	146.51	144.79
<b>Material</b>					
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
<b>Heat Liberated</b>	kW	6674.02	Efisiensi Termal	75%	
<b>Heat Transferred</b>	kW	5005.51			
<b>Tube Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	66.06	Number of tubes	89	
<b>Tube OD</b>	in	2.00	Tube Type	Single Pass Firetube	
<b>Tube Length</b>	m	7.32	Tube Pitch	in	4
			Tube Arrangement	Triangular	
<b>Shell Dimension</b>					
<b>Shell ID</b>	m	4.60	Height	m	9.2

Tag No	E-101				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Second WHB				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid Circulating		Stream 11-12		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	13942	13942	0	1836.96
Liquid Mass Flow	kg/h	0	0	1836.96	0
Temperature	°C	535.06	315.71	26.67	126.24
Operating pressure	kPa	144.8	140.0	101.0	241.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0.0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	469.22		3934.21	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	1350.83	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300.00
LMTD	°C	345.47	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	311.80
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	63.32	Number of tubes	Tube	217
Tube OD	in	0.75	Tube arrangement	Triangular	
Tube Length	m	4.88	Tube Pitch	in	1
Shell ID	in	31.52	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-103				
Equipment Type	Shell and Tube Heat Exchanger				
Design Case	Hot-Cold Gas Gas Exchanger				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 22-23		Stream 18-20	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	13861	13861	10409	10409
Liquid Mass Flow	kg/h	0	0	0	0
Temperature	°C	149.04	243.48	292.33	243.48
Operating pressure	kPa	131.00	129.28	136.17	132.72
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0002	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	405.47		83.09	
Material		SS-304		SS-304	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	588.53	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	50
LMTD	°C	100.4	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	64.96
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	45.81	Number of tubes	Tube	157
Tube OD	in	0.75	Tube arrangement	Triangular	
Tube Length	m	4.88	Tube Pitch	in	1
Shell ID	in	54.19	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-104				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Process Gas Cooler				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 25-37		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	13596	13596	0	326.79
Liquid Mass Flow	kg/h	0	0	326.79	0
Temperature	°C	120.15	65.15	26.67	111.36
Operating pressure	kPa	124.1	116.5	101.0	150.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	585.66		1645.61	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	238.01	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300.00
LMTD	°C	20.11	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	328.07
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	34.14	Number of tubes	Tube	117
Tube OD	in	0.75	Tube arrangement	Triangular	
Tube Length	m	4.88	Tube Pitch	in	1
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-102				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Thermal Sulfur Condenser				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 12-13		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	13942	12774	0	794.43
Liquid Mass Flow	kg/h	0	969	794.43	0
Temperature	°C	315.71	204.59	26.67	126.24
Operating pressure	kPa	143.1	136.5	101.0	241.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	592.40		2744.22	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	584.20	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300.00
LMTD	°C	183.64	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	359.54
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	45.81	Number of tubes	Tube	157
Tube OD	in	0.75	Unsubmerged Tube	86	
Tube Length	m	4.88	Tube arrangement	Triangular	
Shell ID	in	27.10	Tube Pitch	in	1
Tube Submergence	%	45.2	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-105				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Sulfur Condenser 1				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 21-22		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	14869	13848	0	848.13
Liquid Mass Flow	kg/h	0	1022	848.13	0
Temperature	°C	258.27	149.04	26.67	111.36
Operating pressure	kPa	132.7	126.6	101.0	150.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	492.35		2611.32	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	617.70	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300.00
LMTD	°C	134.27	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	311.06
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	45.81	Number of tubes	Tube	157
Tube OD	in	0.75	Unsubmerged Tube	95	
Tube Length	m	4.88	Tube arrangement	Triangular	
Shell ID	in	27.10	Tube Pitch	in	1
Tube Submergence	%	39.4	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-106				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Sulfur Condenser 2				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 21-22		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	14828	13848	0	526.20
Liquid Mass Flow	kg/h	0	980	526.20	0
Temperature	°C	201.35	121.00	26.67	111.36
Operating pressure	kPa	132.7	127.3	101.0	150.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	492.35		1869.56	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	383.23	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300.00
LMTD	°C	92.15	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	297.02
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	45.81	Number of tubes	Tube	157
Tube OD	in	0.75	Unsubmerged Tube	95	
Tube Length	m	4.88	Tube arrangement	Triangular	
Shell ID	in	27.10	Tube Pitch	in	1
Tube Submergence	%	39.8	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88



<b>Tag No</b>	R-101		
<b>Equipment Type</b>	Catalytic Converter		
<b>Material</b>	SS-316		
<b>Operating Condition</b>			
	Unit	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	14828	14828
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	0	0
<b>Temperature</b>	°C	247.0	292.5
<b>Pressure</b>	kPa	139.6	136.2
<b>Kinetic and Thermodynamic</b>			
<b>Konversi H<sub>2</sub>S</b>	%	62.94	
<b>Heat of Reaction</b>	kJ/mol	-19.92	
<b>Design Calculation</b>			
<b>Catalyst</b>		γ-Alumina	
<b>Catalyst Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	720	
<b>Catalyst Porosity</b>		0.318	
<b>Catalyst Weight</b>	kg	2537.72	
<b>Converter Volume</b>	m <sup>3</sup>	3.52	
<b>Dimension</b>			
<b>Diameter</b>	m	2.27	
<b>Length</b>	m	1.54	
<b>Tangen to Tangen</b>	m	3.97	

<b>Tag No</b>	R-102		
<b>Equipment Type</b>	Catalytic Converter		
<b>Material</b>	SS-316		
<b>Operating Condition</b>			
	Unit	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	13848	13848
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	0	0
<b>Temperature</b>	°C	185.8	201.4
<b>Pressure</b>	kPa	129.3	125.8
<b>Kinetic and Thermodynamic</b>			
<b>Konversi H<sub>2</sub>S</b>	%	76.83	
<b>Heat of Reaction</b>	kJ/mol	-13.32	
<b>Design Calculation</b>			
<b>Catalyst</b>		γ-Alumina	
<b>Catalyst Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	720	
<b>Catalyst Porosity</b>		0.318	
<b>Catalyst Weight</b>	kg	4960.00	
<b>Converter Volume</b>	m <sup>3</sup>	6.89	
<b>Dimension</b>			
<b>Diameter</b>	m	2.27	
<b>Length</b>	m	3.00	
<b>Tangen to Tangen</b>	m	3.97	

Note: Konverter 1 dan 2 didesain sebagai sebuah vessel horizontal terpartisi. Panjang konverter yang tertera diatas merupakan panjang konverter masing-masing.

<b>Tag No</b>	R-103		
<b>Equipment Type</b>	Catalytic Converter		
<b>Material</b>	SS-316		
<b>Operating Condition</b>			
	Unit	in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	13588	13520
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	3.64	71.82
<b>Temperature</b>	°C	65.2	71.5
<b>Pressure</b>	kPa	122.4	118.9
<b>Kinetic and Thermodynamic</b>			
<b>Konversi H<sub>2</sub>S</b>	%	94.71	
<b>Heat of Reaction</b>	kJ/mol	-41.66	
<b>Design Calculation</b>			
<b>Catalyst</b>		γ-Alumina	
<b>Catalyst Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	720	
<b>Catalyst Porosity</b>		0.318	
<b>Catalyst Weight</b>	kg	18920	
<b>Converter Volume</b>	m <sup>3</sup>	77.09	
<b>Dimension</b>			
<b>Diameter</b>	m	3.89	
<b>Length</b>	m	7.78	
<b>Tangen to Tangen</b>	m	6.81	

Note: konverter 3 didesain sebagai dua konverter paralel yang berada dalam satu buah vessel horizontal terpartisi. Panjang konverter yang tertera diatas merupakan panjang total dari kedua konverter 3 identik.

## LAMPIRAN B Spesifikasi Peralatan TGTU

<b>Tag No</b>	<b>V-201</b>				
<b>Equipment Type</b>	<b>Packed Column</b>				
<b>Material</b>	<b>SS-304</b>				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		<b>Top</b>		<b>Bottom</b>	
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/hr	<b>12305</b>		<b>13521</b>	
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/hr	<b>13727</b>		<b>14943</b>	
<b>Temperature</b>	°C	<b>49.70</b>		<b>50.83</b>	
<b>Operating Pressure</b>	kPa	<b>88.94</b>		<b>95.84</b>	
<b>Liquid Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	<b>1004.75</b>		<b>1004.82</b>	
<b>Vapor Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	<b>0.993</b>		<b>1.171</b>	
<b>Total Volumetric Flow</b>	m <sup>3</sup> /s	<b>5.168</b>		<b>4.815</b>	
<b>Column Dimension</b>					
<b>Column Diameter</b>	m	<b>1.57</b>	<b>Plate Thickness</b>	mm	<b>5</b>
<b>Tray Spacing</b>	m	<b>0.50</b>	<b>Weir Length</b>	mm	<b>50</b>
<b>Tray Number</b>		<b>5</b>	<b>Hole Size</b>	mm	<b>5</b>
			<b>Column Height</b>	m	<b>13</b>

<b>Unit Tag</b>	<b>V-201</b>				
<b>Unit Type</b>	<b>Stripper Column</b>				
<b>Material</b>	<b>SS-304</b>				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		<b>Top</b>		<b>Bottom</b>	
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/hr	<b>91</b>		<b>1577</b>	
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/hr	<b>711</b>		<b>14845</b>	
<b>Temperature</b>	°C	<b>118.48</b>		<b>122.90</b>	
<b>Operating Pressure</b>	kPa	<b>197.85</b>		<b>211.64</b>	
<b>Liquid Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	<b>988.16</b>		<b>953.45</b>	
<b>Vapor Density</b>	kg/m <sup>3</sup>	<b>3.153</b>		<b>1.178</b>	
<b>Total Volumetric Flow</b>	m <sup>3</sup> /s	<b>0.375</b>		<b>0.010</b>	
<b>Column Dimension</b>					
<b>Column Diameter</b>	m	<b>0.56</b>	<b>Plate Thickness</b>	mm	<b>5</b>
<b>Tray Spacing</b>	m	<b>0.50</b>	<b>Weir Length</b>	mm	<b>50.00</b>
<b>Tray Number</b>		<b>13</b>	<b>Hole Size</b>	mm	<b>5</b>
			<b>Column Height</b>	m	<b>20</b>

Tag No	E-201				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Process Gas Cooler				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 8-9		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	13521	0	0	20593.06
Liquid Mass Flow	kg/h	0	13521	20593.06	0
Temperature	°C	71.81	50.15	30	60.00
Operating pressure	kPa	96.5	95.8	101.3	101.3
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	1667.52		3031.23	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	845.92	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	500.00
LMTD	°C	15.61	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	1183.07
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	45.81	Number of tubes	157	
Tube OD	in	0.75	Unsubmerged Tube	125	
Tube Length	m	4.88	Tube arrangement	Triangular	
Shell ID	in	27.10	Tube Pitch	in	1
Tube Submergence	%	20.3	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-202				
Equipment Type	Shell and Tube Heat Exchanger				
Design Case	Lean-Rich Amine Exchanger				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 6-7		Stream 18-20	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	0	0	0	0
Liquid Mass Flow	kg/h	14943	14943	14845	14845
Temperature	°C	50.91	76.42	123.00	76.42
Operating pressure	kPa	131.00	129.28	136.17	132.72
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	1140.59		758.53	
Material		SS-304		SS-304	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	829.89	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	300
LMTD	°C	24.7	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	363.13
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	34.14	Number of tubes	117	
Tube OD	in	0.75	Tube arrangement	Triangular	
Tube Length	m	4.88	Tube Pitch	in	1
Shell ID	in	23.62	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-203				
Equipment Type	Condenser				
Design Case	Stripper Condenser				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Stream 8-9		Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	802	0	0	682.52
Liquid Mass Flow	kg/h	0	802	682.52	0
Temperature	°C	118.48	49.04	27	111.36
Operating pressure	kPa	197.9	197.9	150.0	150.0
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0002		0,0001	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	1758.79		2754.52	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	496.81	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	650.00
LMTD	°C	13.21	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	701.39
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	34.14	Number of tubes	117	
Tube OD	in	0.75	Unsubmerged Tube	109	
Tube Length	m	4.88	Tube arrangement	Triangular	
Shell ID	in	23.62	Tube Pitch	in	1
Tube Submergence	%	6.6	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

Tag No	E-204				
Equipment Type	Kettle Reboiler				
Design Case	Stripper Reboiler				
<b>Operating Condition</b>					
Unit Data		Tube Side		Shell Side	
Fluid		Amine		Steam	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	0	16421.88	1436	1436
Liquid Mass Flow	kg/h	16421.88	0	0	0
Temperature	°C	122.8992406	123.00	186.04	99.99
Operating pressure	kPa	211.6	211.6	1136.0	101.3
No. of passes		1		1	
Fouling factor		0,0001		0,0002	
Heat Transfer Coefficient	W/m <sup>2</sup> .°C	2228.50		933.67	
Material		SS-304		Carbon Steel	
<b>Heat Exchange Parameter</b>					
Heat Duty	kW	961.71	U assumed	W/m <sup>2</sup> .°C	500.00
LMTD	°C	84.93	U calculated	W/m <sup>2</sup> .°C	502.82
<b>Dimension</b>					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	80.83	Number of tubes	277	
Tube OD	in	0.75	Tube arrangement	Triangular	
Tube Length	m	4.88	Tube Pitch	in	1
Shell ID	in	35.32	BWG	16	
Shell Length	m	4.92	Tangent to Tangent	m	4.88

<b>Tag No</b>	AC-201				
<b>Equipment Type</b>	Air Cooler				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	<b>Hot Fluid</b>			<b>Cold Fluid</b>	
<b>Fluid</b>	<b>Lean Amine</b>			<b>Air</b>	
		<b>in</b>	<b>out</b>	<b>in</b>	<b>out</b>
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h			83550	83550
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	13727	13727		
<b>Temperature</b>	°C	75.87	49.04	32.22	50.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	480.5	446.1	122.0	101.3
<b>No. of Row</b>		6			
<b>Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	42.38	<b>Tube Width</b>	ft	6.17
<b>OD</b>	in	1.00	<b>Tube Length</b>	ft	9.26
<b>Fin</b>	in	0.63	<b>Power</b>	HP	4.29
<b>Spacing</b>	in	0.13	<b>Heat Duty</b>	kW	417.75

<b>Tag No</b>	T-201	
<b>Equipment Type</b>	Tanki	
<b>Material</b>	SS-316	
<b>Operating Condition</b>		
<b>Liquid Volumetric Flow</b>	m <sup>3</sup> /s	0.00004784
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	180.19
<b>Temperature</b>	°C	26.8
<b>Operating pressure</b>	kPa	377.1
<b>Dimension Calculation</b>		
<b>Holdup Time</b>	day	5
<b>Capacity</b>	barrel	129.99
<b>Dimension Reccomendation</b>		
<b>Design Code</b>		API Standard 12C
<b>Type</b>		72 in Butt Welded Course
<b>Capacity</b>	barrel	170
<b>Diameter</b>	ft	10
<b>Height</b>	ft	12
<b>Course</b>		2
<b>Thickness</b>	in	0.1875

<b>Tag No</b>	T-202	
<b>Equipment Type</b>	Tanki	
<b>Material</b>	SS-316	
Operating Condition		
<b>Liquid Volumetric Flow</b>	m <sup>3</sup> /s	0.00036476
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	1298.07
<b>Temperature</b>	°C	76.4
<b>Operating pressure</b>	kPa	177.2
Dimension Calculation		
<b>Holdup Time</b>	day	5
<b>Capacity</b>	barrel	991.14
Dimension Recommendation		
<b>Design Code</b>		API Standard 12C
<b>Type</b>		72 in Butt Welded Course
<b>Capacity</b>	barrel	1010
<b>Diameter</b>	ft	20
<b>Height</b>	ft	18
<b>Course</b>		3
<b>Thickness</b>	in	0.1875

## LAMPIRAN C Spesifikasi Peralatan Incinerator

Unit Label	F-301				
Unit Type	Fired Heater				
Material	SS-316				
Operating Condition					
Unit Data	Shell Side			Tube Side	
Fluid	Acid Gas			Cooling Water	
		in	out	in	out
Vapor Mass Flow	kg/h	22788	22788	-	4342
Liquid Mass Flow	kg/h	-	-	4342	-
Temperature	°C	49.7	525.0	27.0	186.0
Operating pressure	kPa	148.24	148.24	101.00	1136.00
Material		SS-304		SS-304 with ceramic	
Heat Exchange Parameter					
Heat Liberated	MW	4.40	Efisiensi	75%	
Heat Transferred	MW	3.30			
Tube Dimension					
Heat Transfer Area	m <sup>2</sup>	484.32	Number of tubes	434	
Tube OD	in	2.00	Tube Type	Single Pass Firetube	
Tube Length	m	10.97	Tube Pitch	in	4
			Tube Arrangement	Triangular	
Shell Dimension					
Shell ID	m	2.27	Height	m	4.5



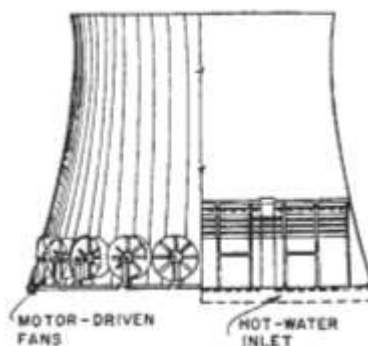
## LAMPIRAN D Spesifikasi Peralatan Utilitas

<b>Tag No</b>	V-401				
<b>Equipment Type</b>	Vessel				
<b>Design Case</b>	Steam-Water Separator				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		in		out	
<b>Fluid</b>		Stream 2		Stream 11	Stream 10
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h		6370	0	6370
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	213		213	0
<b>Temperature</b>	°C	152.00	152.00	152.00	152.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Material</b>		SS-316			
<b>Dimension</b>					
<b>Volume</b>	m <sup>3</sup>	13.59	Tangent to Tangent	m	4
<b>Height</b>	m	4.23	<b>Diameter</b>	m	2.11
<b>Thickness</b>	m	0.01481			

<b>Tag No</b>	V-402				
<b>Equipment Type</b>	Vessel				
<b>Design Case</b>	Steam-Water Separator				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		in		out	
<b>Fluid</b>		Stream 18		Stream 20	Stream 19
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h		4980	0	4980
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	167		167	0
<b>Temperature</b>	°C	152.00	152.00	152.00	152.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Material</b>		SS-316			
<b>Dimension</b>					
<b>Volume</b>	m <sup>3</sup>	7.48	Tangent to Tangent	m	3.03
<b>Height</b>	m	3.46	<b>Diameter</b>	m	1.73
<b>Thickness</b>	m	0.01328			

<b>Tag No</b>	V-403				
<b>Equipment Type</b>	Vessel				
<b>Design Case</b>	Steam-Water Separator				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		in		out	
<b>Fluid</b>		Stream 21		Stream 23	Stream 22
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h		4980	0	4980
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	167		167	0
<b>Temperature</b>	°C	152.00	152.00	152.00	152.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	500.00	500.00	500.00	500.00
<b>Material</b>		SS-316			
<b>Dimension</b>					
<b>Volume</b>	m <sup>3</sup>	7.48	Tangent to Tangent	m	3.03
<b>Height</b>	m	3.46	<b>Diameter</b>	m	1.73
<b>Thickness</b>	m	0.01328			

<b>Tag No</b>	CT-401		
<b>Equipment Type</b>	Cooling Tower		
<b>Design Case</b>	Hot Water Cooler		
<b>Operating Condition</b>			
<b>Fluid</b>		Hot Water	
		in	out
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	0	0
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h	36533	36533
<b>Temperature</b>	°C	75.02	27.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	400.00	110.00
<b>Material</b>		SA-105	
<b>Dimension</b>			
<b>Capacity</b>	m <sup>3</sup> /h	37.72	
<b>Height</b>	m	5.32	
<b>Thickness</b>	m	0.00635	
<b>Diameter</b>	m	3.10	



Gambar. D.1. Cooling Tower

<b>Tag No</b>	AC-401				
<b>Equipment Type</b>	Air Cooler				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	<b>Hot Fluid</b>			<b>Cold Fluid</b>	
<b>Fluid</b>	<b>Steam</b>			<b>Air</b>	
		<b>in</b>	<b>out</b>	<b>in</b>	<b>out</b>
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	11010		83550	83550
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h		11010		
<b>Temperature</b>	°C	99.89	99.89	32.22	81.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	101.0	101.3	122.0	110.0
<b>No. of Row</b>		6			
<b>Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	264.74	<b>Tube Width</b>	ft	15.43
<b>OD</b>	in	1.00	<b>Tube Length</b>	ft	23.14
<b>Fin</b>	in	0.63	<b>Power</b>	HP	26.78
<b>Spacing</b>	in	0.13	<b>Heat Duty</b>	kW	6959.64

<b>Tag No</b>	AC-402				
<b>Equipment Type</b>	Air Cooler				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	<b>Hot Fluid</b>			<b>Cold Fluid</b>	
<b>Fluid</b>	<b>Steam</b>			<b>Air</b>	
		<b>in</b>	<b>out</b>	<b>in</b>	<b>out</b>
<b>Vapor Mass Flow</b>	kg/h	3980		83550	83550
<b>Liquid Mass Flow</b>	kg/h		3980		
<b>Temperature</b>	°C	99.89	99.89	32.22	81.00
<b>Operating pressure</b>	kPa	101.0	101.3	122.0	110.0
<b>No. of Row</b>		6			
<b>Dimension</b>					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	95.70	<b>Tube Width</b>	ft	9.28
<b>OD</b>	in	1.00	<b>Tube Length</b>	ft	13.92
<b>Fin</b>	in	0.63	<b>Power</b>	HP	9.68
<b>Spacing</b>	in	0.13	<b>Heat Duty</b>	kW	2515.76

LAMPIRAN E *Converter Dimension Calculation*

## E.1. Perhitungan Converter 1

Untuk menghitung dimensi konverter, pertama-tama menentukan kondisi dari feed konverter. yaitu:

**Tabel.E.1. Kondisi Masukan konverter 1**

Inlet Temp	520	K
Inlet Total Molar FLOW	135.506	mol/s
Inlet Total Volumetric Flow	5.009	m <sup>3</sup> /s
Inlet H <sub>2</sub> S Molar Flow	4.84	mol/s
Inlet SO <sub>2</sub> Molar Flow	2.58	mol/s
Inlet S Molar Flow	0.906	mol/s
Inlet H <sub>2</sub> O Molar Flow	27.56	mol/s
Ideal Gas Constant	0.008314	kJ/mol.K

Setelah kondisi feed konverter ditentukan, langkah selanjutnya adalah mencari data kinetik reaksi yang terjadi pada konverter, yaitu:

$$-r_A = - \left[ \left( \frac{K_1}{720} * (RT)^{1.25} * C_A * (C_B)^{0.25} \right) - \left( \frac{K_2}{720} * (RT) * C_D \right) \right]$$

Dengan

$-r_A = \text{laju reaksi } H_2S$

$K_1 = \text{konstanta laju reaksi } H_2S = 0.3020$

$K_2 = \text{konstanta laju reaksi } H_2S = 1.5e - 6$

$R = \text{konstanta gas} = 0.008314 \text{ kJ/mol.K}$

$T = \text{Temperatur Inlet}$

$C_A = \text{konsentrasi } H_2S$

$C_B = \text{konsentrasi } SO_2$

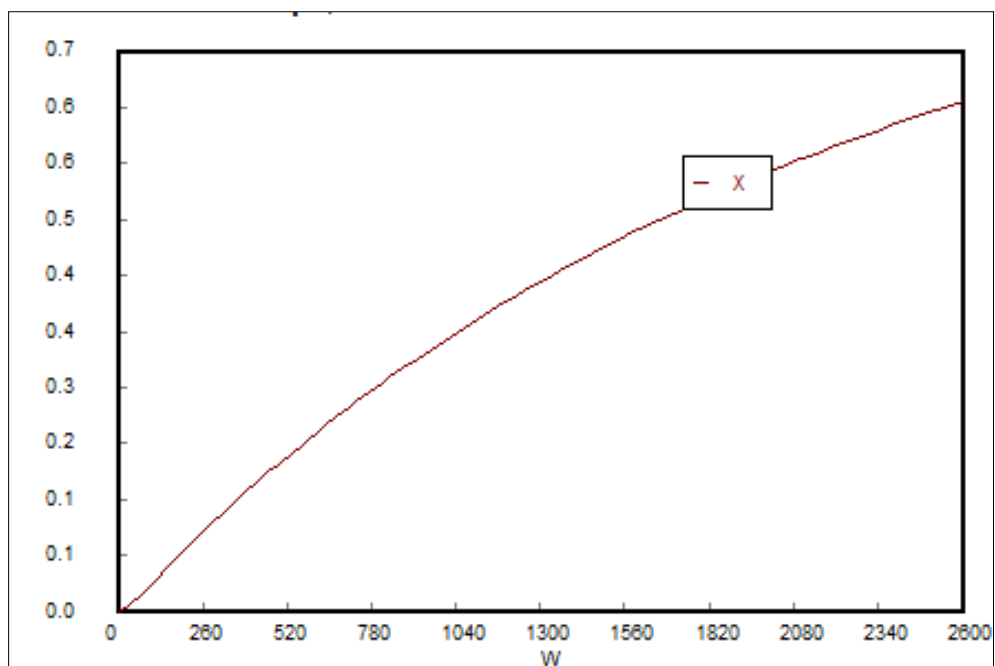
$C_D = \text{konsentrasi } H_2O$

Langkah selanjutnya adalah memasukkan data-data kedalam software. Perhitungan dimensi ini dilakukan dengan menggunakan solver ODE yaitu Polymath. Input data pada software polymath yaitu sebagai berikut:

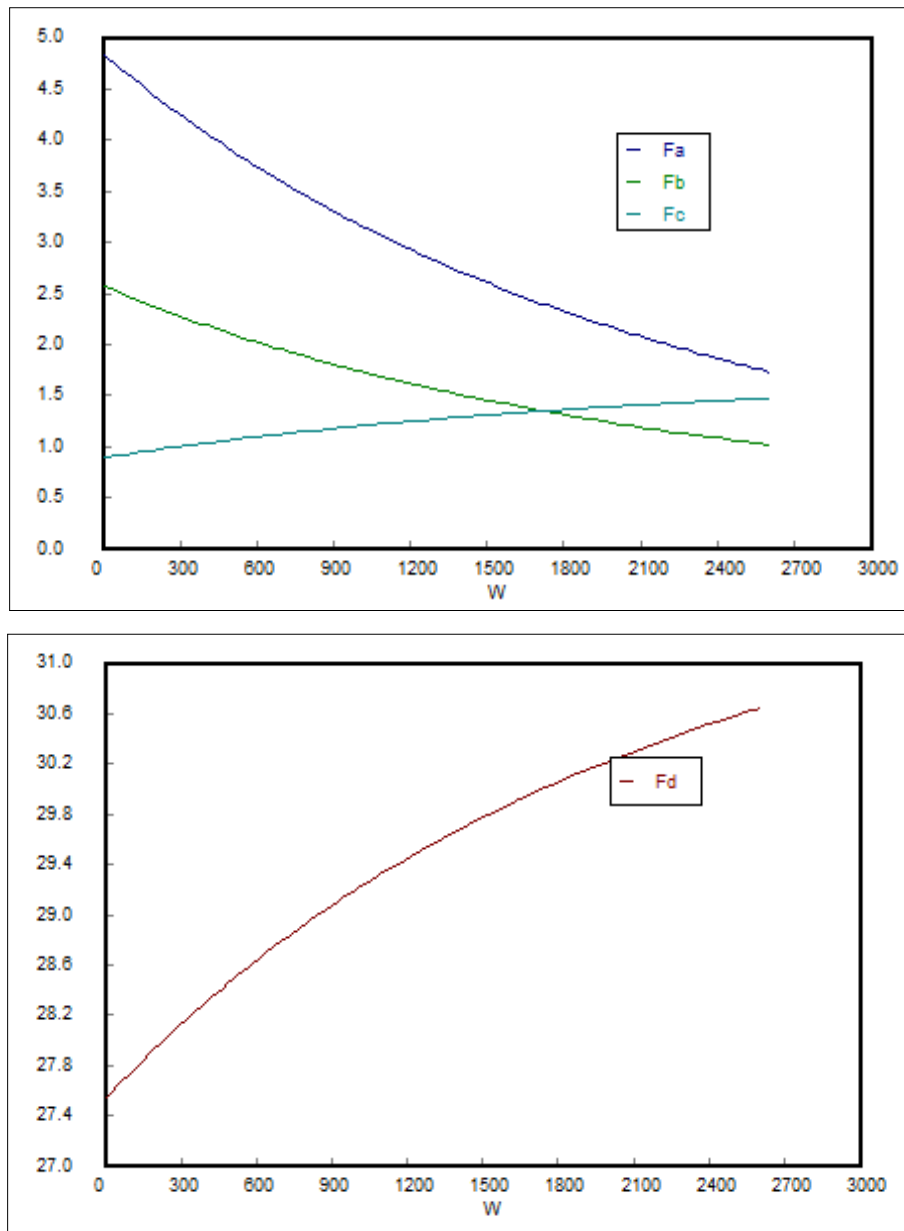
Differential equations	
1	$d(Fa)/d(W) = ra$
2	$d(Fb)/d(W) = rb$
3	$d(Fc)/d(W) = rc$
4	$d(Fd)/d(W) = rd$
Explicit equations	
1	$Fto = 135.506$
2	$vto = 5.009$
3	$Cto = Fto / vto$
4	$Cd = Fd / Fto * Cto$
5	$Cb = Fb / Fto * Cto$
6	$K1 = 0.3020$
7	$K2 = 1.5E-6$
8	$T = 520$
9	$R = 0.008314$
10	$Ca = Fa / Fto * Cto$
11	$ra = -((K1 / 720 * (R * T) ^ 1.25 * Ca * Cb ^ 0.25) - (K2 / 720 * (R * T) * Cd))$
12	$rb = 1 / 2 * ra$
13	$Cao = 4.84 / Fto * Cto$
14	$X = (Cao - Ca) / Cao$
15	$rc = -3 / 16 * ra$
16	$Cc = Fc / Fto * Cto$
17	$rd = -ra$

Gambar.E.1. Input Konverter 1

Dengan memasukkan input data diatas, hasil simulasi software polymath yaitu:



Gambar.E.2. Grafik X vs W Konverter 1



**Gambar.E.3. Grafik F vs W Konverter 1**

Berdasarkan Grafik X vs W, Konverter pertama ini bekerja pada konversi sekitar 62.9% sehingga berat katalis yang dibutuhkan adalah 2537.72 kg. Kemudian, dihitung besar volume reaktor yang digunakan yaitu:

$$volume\ solid = \frac{2537.72\ kg}{720\ kg/m^3} = 3.52\ m^3$$

$$volume\ konverter\ 1 = \frac{volume\ solid}{1 - porosity} = \frac{3.52\ m^3}{1 - 0.32} = 5.17\ m^3$$

Perhitungan dimensi konverter 1 akan dilakukan pada perhitungan dimensi konverter 2 karena keduanya didesain dalam satu vessel.

## E.2. Perhitungan Dimensi Converter 2

Untuk menghitung dimensi konverter, pertama-tama menentukan kondisi dari feed konverter. yaitu:

**Tabel.E.2. Kondisi Masukan konverter 2**

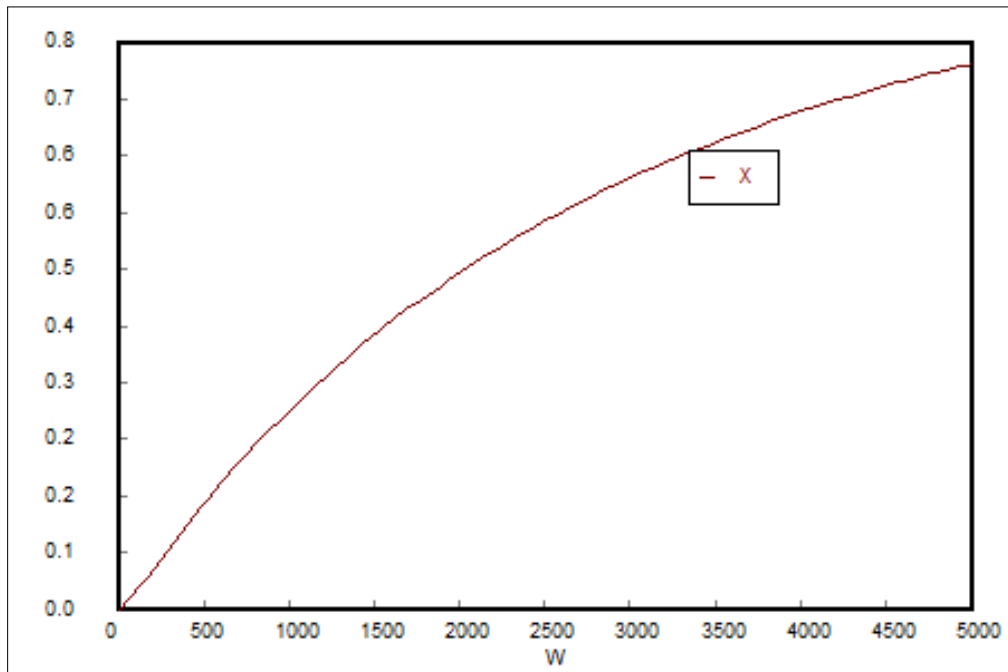
Inlet Temp	459	K
Inlet Total Molar FLOW	132.98	mol/s
Inlet Total Volumetric Flow	4.29	m <sup>3</sup> /s
Inlet H <sub>2</sub> S Molar Flow	1.795	mol/s
Inlet SO <sub>2</sub> Molar Flow	0.927	mol/s
Inlet S Molar Flow	0.023	mol/s
Inlet H <sub>2</sub> O Molar Flow	30.61	mol/s
Ideal Gas Constant	0.008314	kJ/mol.K

Selayaknya pada perhitungan dimensi konverter 1, kinetik data yang digunakan juga sama untuk konverter 2. Langkah selanjutnya adalah memasukkan data-data kedalam software. Perhitungan dimensi ini dilakukan dengan menggunakan solver ODE yaitu Polymath. Input data pada software polymath yaitu sebagai berikut:

<b>Differential equations</b>	
1	$d(Fa)/d(W) = ra$
2	$d(Fb)/d(W) = rb$
3	$d(Fc)/d(W) = rc$
4	$d(Fd)/d(W) = rd$
<b>Explicit equations</b>	
1	$Fto = 132.98$
2	$vto = 4.29$
3	$Cto = Fto / vto$
4	$Cd = Fd / Fto * Cto$
5	$Cb = Fb / Fto * Cto$
6	$K1 = 0.3020$
7	$K2 = 1.5E-6$
8	$T = 459$
9	$R = 0.008314$
10	$Ca = Fa / Fto * Cto$
11	$ra = -((K1 / 720 * (R * T) ^ 1.25 * Ca * Cb ^ 0.25) - (K2 / 720 * (R * T) * Cd))$
12	$rb = 1 / 2 * ra$
13	$Cao = 1.795 / Fto * Cto$
14	$X = (Cao - Ca) / Cao$
15	$rc = -3 / 16 * ra$
16	$Cc = Fc / Fto * Cto$
17	$rd = -ra$

**Gambar.E.4. Input Konverter 2**

Dengan memasukkan input data diatas, hasil simulasi software polymath yaitu:



Gambar.E.5. Grafik X vs W Konverter 2

Berdasarkan Grafik X vs W, Konverter pertama ini bekerja pada konversi sekitar 76.8% sehingga berat katalis yang dibutuhkan adalah 4960 kg. Kemudian, dihitung besar volume reaktor yang digunakan yaitu:

$$volume\ solid = \frac{4960\ kg}{720\ kg/m^3} = 6.89\ m^3$$

$$volume\ konverter\ 2 = \frac{volume\ solid}{1 - porosity} = \frac{6.89\ m^3}{1 - 0.32} = 10.10\ m^3$$

Untuk konverter 1 dan 2 didesain sebagai sebuah vessel horizontal tunggal yang terpartisi. Sehingga perhitungan dimensi kedua konverter adalah sbb:

$$\begin{aligned} volume\ vessel\ total &= volume\ konverter\ 1 + volume\ konverter\ 2 \\ &= 10.10 + 5.17\ m^3 = 15.27\ m^3 \end{aligned}$$

Dengan asumsi  $H/D = 2$  dan  $H_{top}/D = 0.25$  maka hasil perhitungan dimensi vessel yaitu:

$$Diameter\ Vessel = 2.27\ m$$

$$Panjang\ Vessel\ horizontal = 4.54\ m$$

$$Panjang\ konverter\ 1 = 1.54\ m$$

$$Panjang\ konverter\ 2 = 3\ m$$

$$Tangent\ to\ Tangent = 3.97\ m$$



### E.3. Perhitungan Dimensi Converter 3

Untuk menghitung dimensi konverter, pertama-tama menentukan kondisi dari feed konverter. yaitu:

**Tabel.E.3. Kondisi Masukan konverter 3**

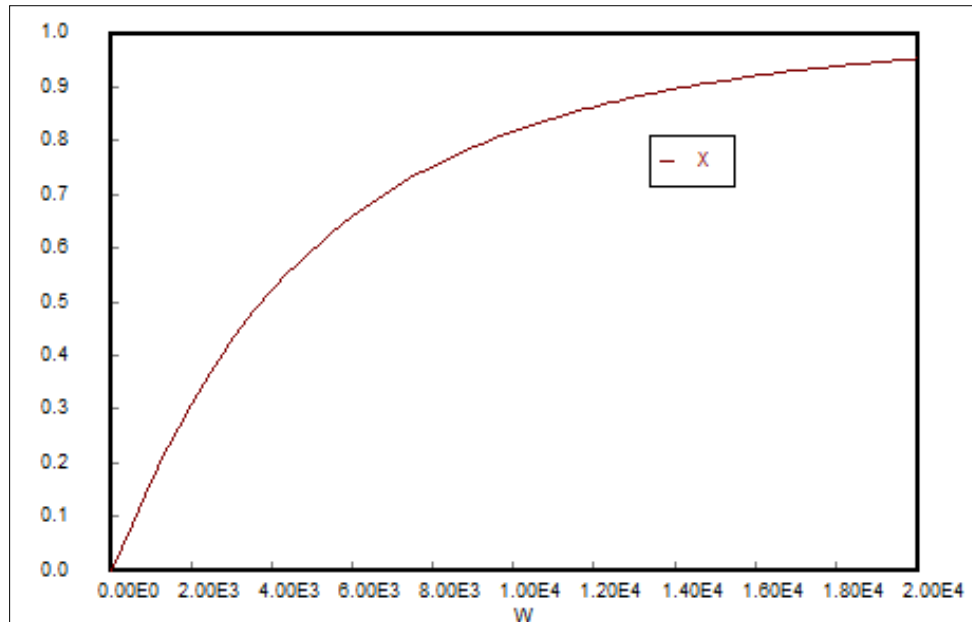
Inlet Temp	338.15	K
Inlet Total Molar FLOW	132.25	mol/s
Inlet Total Volumetric Flow	3.713	m <sup>3</sup> /s
Inlet H <sub>2</sub> S Molar Flow	0.416	mol/s
Inlet SO <sub>2</sub> Molar Flow	0.237	mol/s
Inlet S Molar Flow	0.004	mol/s
Inlet H <sub>2</sub> O Molar Flow	31.97	mol/s
Ideal Gas Constant	0.008314	kJ/mol.K

Selayaknya pada perhitungan dimensi konverter 1, kinetik data yang digunakan juga sama untuk konverter 2. Langkah selanjutnya adalah memasukkan data-data kedalam software. Perhitungan dimensi ini dilakukan dengan menggunakan solver ODE yaitu Polymath. Input data pada software polymath yaitu sebagai berikut:

<b>Differential equations</b>	
1	$d(Fa)/d(W) = ra$
2	$d(Fb)/d(W) = rb$
3	$d(Fc)/d(W) = rc$
4	$d(Fd)/d(W) = rd$
<b>Explicit equations</b>	
1	$Fto = 132.25$
2	$vto = 3.713$
3	$Cto = Fto / vto$
4	$Cd = Fd / Fto * Cto$
5	$Cb = Fb / Fto * Cto$
6	$K1 = 0.3020$
7	$K2 = 1.5E-6$
8	$T = 338.15$
9	$R = 0.008314$
10	$Ca = Fa / Fto * Cto$
11	$ra = -((K1 / 720 * (R * T) ^ 1.25 * Ca * Cb ^ 0.25) - (K2 / 720 * (R * T) * Cd))$
12	$rb = 1 / 2 * ra$
13	$Cao = 0.416 / Fto * Cto$
14	$X = (Cao - Ca) / Cao$
15	$rc = -3 / 16 * ra$
16	$Cc = Fc / Fto * Cto$
17	$rd = -ra$

**Gambar.E.6. Input Konverter 3**

Dengan memasukkan input data diatas, hasil simulasi software polymath yaitu:



Gambar.E.7. Grafik X vs W Konverter 3

Berdasarkan Grafik X vs W, Konverter pertama ini bekerja pada konversi sekitar 94.7% sehingga berat katalis yang dibutuhkan adalah 18920 kg. Kemudian, dihitung besar volume reaktor yang digunakan yaitu:

$$volume\ solid = \frac{18920\ kg}{720\ kg/m^3} = 26.28\ m^3$$

$$volume\ konverter\ 3 = \frac{volume\ solid}{1 - porosity} = \frac{26.28\ m^3}{1 - 0.32} = 38.54\ m^3$$

Untuk konverter 3 didesain sebagai sebuah reaktor paralel dalam sebuah vessel horizontal tunggal yang terpartisi. Sehingga perhitungan dimensi ketiga konverter adalah sbb:

$$volume\ vessel\ total = 2 \cdot volume\ konverter\ 3 = 2 \cdot (38.54) = 77.09\ m^3$$

Dengan asumsi  $H/D = 2$  dan  $H_{top}/D = 0.25$  maka hasil perhitungan dimensi vessel yaitu:

$$Diameter\ Vessel = 3.89\ m$$

$$Panjang\ Vessel\ horizontal = 7.78\ m$$

$$Panjang\ konverter\ 1 = 3.9\ m$$

$$Panjang\ konverter\ 2 = 3.9\ m$$

$$Tangent\ to\ Tangent = 6.81\ m$$

## LAMPIRAN F Kondisi Operasi SRU

Stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperature (C)	43	21	21	330	1082	129	330	538	535	316
Pressure (kPa)	148	207	101	148	148	207	207	145	121	119
Mass Flow (kg/hr)	6529	317	8951	6529	15797	8951	8951	15797	13942	13942
Molar Flow (mol/hr)	170410	19731	309804	170410	500959	309804	309804	501687	440771	431221
Composition (mol fraction)										
Oksigen	0.000	0.000	0.208	0.000	0.052	0.208	0.208	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.000	0.000	0.776	0.000	0.480	0.776	0.776	0.479	0.479	0.490
Methane	0.001	1.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.003	0.000	0.000	0.031	0.031	0.032
Carbon Dioxide	0.522	0.000	0.000	0.522	0.214	0.000	0.000	0.184	0.184	0.188
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H <sub>2</sub> S	0.419	0.000	0.000	0.419	0.143	0.000	0.000	0.035	0.035	0.036
COS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.002	0.002
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.018	0.018	0.019
CS <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ammonia	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.058	0.000	0.006	0.058	0.101	0.006	0.006	0.198	0.198	0.202
S <sub>1</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.028	0.028	0.000
S <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.002	0.000
S <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.000
S <sub>6</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.002	0.004
S <sub>7</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.001	0.003
S <sub>8</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.006
MDEA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Benzene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Toluene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
m-Xylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mercapto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperature (C)	205	538	248	292	292	292	243	258	149	186
Pressure (kPa)	117	145	117	114	114	114	110	110	109	107
Mass Flow (kg/hr)	12942	1927	14869	14869	4461	10409	10409	14869	13861	13861
Molar Flow (mol/hr)	426617	61206	487822	483272	144982	338290	338290	483272	478735	478735
Composition (mol fraction)										
Oksigen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.495	0.479	0.493	0.498	0.498	0.498	0.498	0.498	0.502	0.502
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.032	0.031	0.032	0.032	0.032	0.032	0.032	0.032	0.033	0.033
Carbon Dioxide	0.190	0.184	0.189	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.195	0.195
C2H4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C2H5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S	0.036	0.035	0.036	0.014	0.014	0.014	0.014	0.014	0.014	0.014
COS	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.019	0.018	0.019	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007	0.007
CS2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ammonia	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.204	0.198	0.203	0.228	0.228	0.228	0.228	0.228	0.230	0.230
S1	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S2	0.000	0.028	0.004	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S3	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S5	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S6	0.001	0.002	0.001	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.000	0.000
S7	0.000	0.001	0.000	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000
S8	0.002	0.000	0.002	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004	0.000	0.000
MDEA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Benzene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Toluene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
m-Xylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mercapto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

Stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29
Temperature (C)	202	120	65	72	205	149	120	72	170
Pressure (kPa)	103	102	100	97	117	109	102	97	102
Mass Flow (kg/hr)	13861	13596	13596	13596	1000	1008	265	13521	2273
Molar Flow (mol/hr)	477209	476106	476106	475649	4150	4117	1076	475346	9343
Oksigen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.504	0.505	0.505	0.505	0.000	0.000	0.000	0.506	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.033	0.033	0.033	0.033	0.000	0.000	0.000	0.033	0.000
Carbon Dioxide	0.195	0.196	0.196	0.196	0.000	0.000	0.000	0.196	0.000
C2H4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C2H5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2S	0.003	0.003	0.003	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CS2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ammonia	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.241	0.242	0.242	0.245	0.000	0.000	0.000	0.245	0.000
S1	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S2	0.000	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000
S3	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S4	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S5	0.000	0.000	0.000	0.000	0.006	0.003	0.002	0.000	0.004
S6	0.000	0.000	0.000	0.000	0.178	0.143	0.126	0.000	0.156
S7	0.000	0.000	0.000	0.000	0.109	0.068	0.050	0.000	0.084
S8	0.002	0.000	0.000	0.001	0.707	0.786	0.821	0.000	0.755
MDEA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Benzene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Toluene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
m-Xylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mercapto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

## LAMPIRAN G Kondisi Operasi TGTU

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Temperature (C)	72	50	51	51	99	118	49	49	49	49
Pressure (kPa)	97	96	96	549	515	198	198	198	198	198
Mass Flow (kg/hr)	13521	13521	14943	14943	14943	802	91	711	7	704
Molar Flow (mol/hr)	475346	475346	725199	725199	725199	41557	2146	39411	394	39017
Composition (fraction)										
Oksigen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.506	0.506	0.000	0.000	0.000	0.000	0.002	0.000	0.000	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.033	0.033	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Carbon Dioxide	0.196	0.196	0.003	0.003	0.003	0.049	0.929	0.001	0.001	0.001
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H <sub>2</sub> S	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.009	0.000	0.000	0.000
COS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.000	0.000	0.002	0.002	0.002	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CS <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ammonia	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.245	0.245	0.971	0.971	0.971	0.951	0.060	0.999	0.999	0.999
S <sub>1</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>6</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>7</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>8</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MDEA	0.000	0.000	0.024	0.024	0.024	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Benzene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Toluene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
m-Xylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mercapto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Temperature (C)	49	123	123	123	76	27	76	49	50	76
Pressure (kPa)	2649	212	212	212	177	377	481	446	89	177
Mass Flow (kg/hr)	704	16422	1577	14845	14845	180	13727	13727	12305	1298
Molar Flow (mol/hr)	39017	809987	87328	722658	722658	1512	660978	660978	411125	63190
Composition (fraction)										
Oksigen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.585	0.000
Methane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
CO	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.038	0.000
Carbon Dioxide	0.001	0.000	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.222	0.000
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
C <sub>2</sub> H <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H <sub>2</sub> S	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COS	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propane	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.000	0.002	0.000	0.002	0.002	0.000	0.002	0.002	0.000	0.002
CS <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Ammonia	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.999	0.976	0.999	0.974	0.974	0.000	0.972	0.972	0.133	0.974
S <sub>1</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>2</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>3</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>4</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>5</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>6</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>7</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
S <sub>8</sub>	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MDEA	0.000	0.021	0.000	0.024	0.024	1.000	0.026	0.026	0.000	0.024
Benzene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Toluene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
m-Xylene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Mercapto	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000