



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN DAN ESTIMASI BIAYA  
*SULFUR RECOVERY UNIT* METODE SUPERCLAUS**

**SKRIPSI**

**SUNGGING HIDAYAT**

**0806333511**

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

**FAKULTAS TEKNIK  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**

## LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS

Penulis menyatakan dengan sesungguhnya bahwa karya tulis ilmiah skripsi dengan judul :

### **Perancangan dan Estimasi Biaya *Sulfur Recovery Unit* Metode Superclaus**

disusun untuk memenuhi sebagian persyaratan akademis untuk dapat lulus mata kuliah spesial skripsi di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia bukanlah merupakan tiruan ataupun duplikasi dari skripsi yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun Perguruan Tinggi atau instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 9 Juli 2012



Sungging Hidayat

NPM. 0806333511

## LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh :

Nama : Sungging Hidayat  
NPM : 0806333511  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Skripsi : Perancangan dan Estimasi Biaya *Sulfur Recovery Unit*  
Metode Superclaus

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 : Dr. Dianursanti, ST., MT. (  )

Penguji : Ir. Abdul Wahid, MT. (  )

Penguji : Ir. Dijan Supramono, MSc. (  )

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 9 Juli 2012

## KATA PENGANTAR

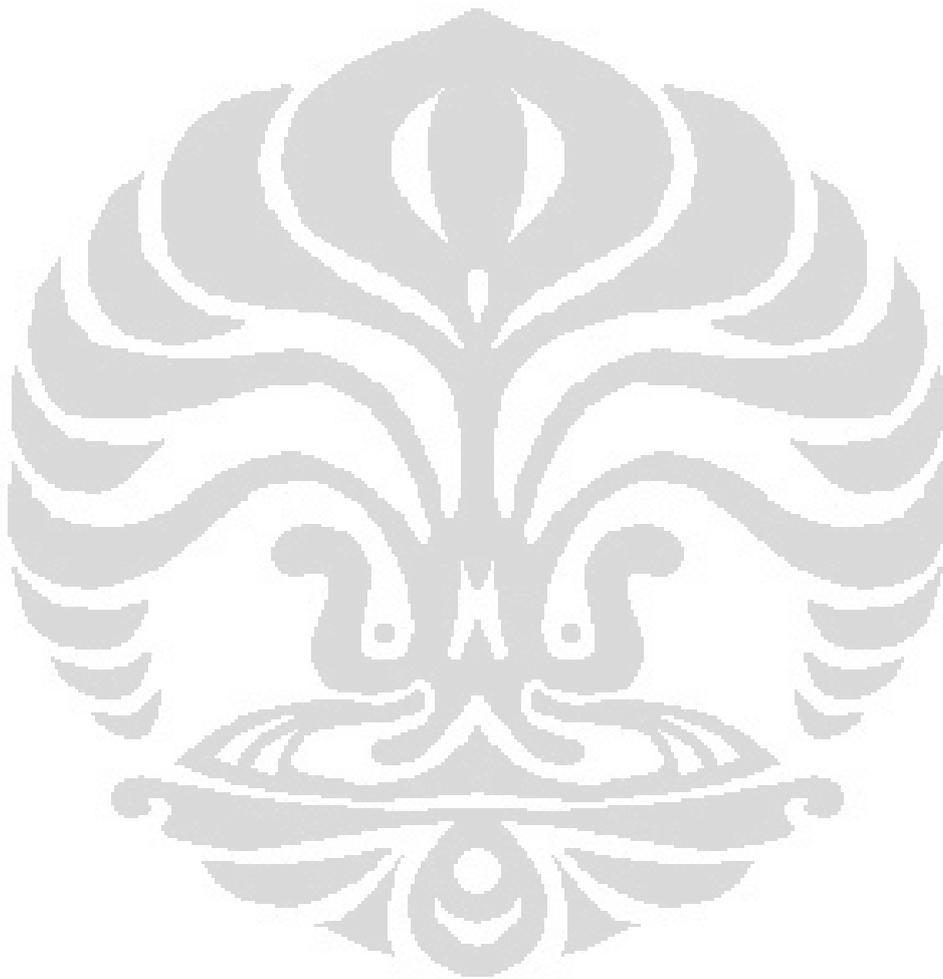
Segala puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan petunjuk-Nya sehingga makalah skripsi dapat selesai dengan baik dan tepat waktu. Shalawat berangkaikan salam tak lupa penulis panjatkan kepada Rasulullah SAW yang selalu menjadi suri tauladan bagi hidup penulis. Penulisan makalah skripsi dengan judul “Perancangan dan Estimasi Biaya *Sulfur Recovery Unit* Metode Superclaus” dilakukan dalam rangka memenuhi mata kuliah Skripsi. Penulisan makalah 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, mengarahkan, dan membuka wawasan 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 Dr. Ir. Nelson Saksono, M.T., selaku pembimbing akademis;
5. Bapak dan Ibu serta kakak di rumah yang senantiasa mendoakan saya dan mendidik saya sampai sekarang;
6. Sahabat-sahabat satu group riset Etika Berkelanjutan terutama Guntur Eko Putro, Iqlima Fuqoha, dan Kahfi Montazeri atas masukan dan diskusi kita selama ini;
7. Sahabat-sahabat Departemen Teknik Kimia angkatan 2008 terutama sahabat terbaik Diemas, Khotib, Ibonk, Radit, Aziz, Yongki, Illyin, Habib, Fazza, Mada, Bagas, Fakhrian, Ivan, Afreza yang selalu memberikan keceriaan, canda, dan tawa sehingga penulisan skripsi ini lebih berwarna;
8. RCTI yang telah menayangkan EURO 2012 selama sebulan terakhir dan menemani penulisan skripsi ini;
9. Supra X 125 R (AA 3410 WM), motor kesayangan, terima kasih atas kesediannya mengantarkan kemanapun tujuan penulis.

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

Depok, Juli 2012

Penulis



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

---

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

Nama : Sungging Hidayat  
NPM : 0806333511  
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 karya ilmiah saya yang berjudul:

**Perancangan dan Estimasi Biaya Sulfur Recovery Unit Metode Superclaus**

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 : 9 Juli 2012

Yang menyatakan



(Sungging Hidayat)

## ABSTRAK

Nama : Sungging Hidayat  
Program Studi : Teknik Kimia  
Judul Program : Perancangan dan Estimasi Biaya *Sulfur Recovery Unit* Metode Superclaus

Pemilihan proses *Tail Gas Treatment* yang tepat dan efisien menjadi permasalahan bagi pabrik pengolahan gas alam. Superclaus, salah satu proses *sulfur recovery*, menjawab permasalahan tersebut dengan mengeliminasi proses *Tail Gas Treatment* pada skema SRU konvensional. Input proses Superclaus adalah acid gas 2,54 MMSCFD dengan kandungan hidrogen sulfida mencapai 41% berhasil memperoleh kembali sulfur lebih dari 96% dan kemurnian sulfur mencapai 99,9%. Kadar H<sub>2</sub>S di gas buang dapat diturunkan hingga 0 ppm. Kapasitas produksi adalah 52,96 ton per hari. Biaya modal untuk SRU Superclaus sebesar 101,5 milyar rupiah dan biaya operasional sebesar 15,6 milyar rupiah per tahun.

Kata Kunci:

Gas alam, Hidrogen Sulfida, *Sulfur Recovery*, Superclaus.

## ABSTRACT

Name : Sungging Hidayat  
Study Program : Teknik Kimia  
Title : Design and Cost Estimation *Sulfur Recovery Unit* using Superclaus Method

Selection of an appropriate and cost effective Tail Gas Treatment is a challenge for natural gas plant. Superclaus, one of sulfur recovery process, able to solve this problem by eliminating Tail Gas Treatment process at SRU conventional scheme. Feed stream of Superclaus is acid gas 2.54 MMSCFD with hydrogen sulfide 41% mole able to recover sulfur more than 96% and sulfur purity reach 99.9%. Levels of H<sub>2</sub>S in flue gas can be reduced to 0 ppm. Production capacity is 52.96 tonne per day. Capital expenditure for SRU Superclaus is 101.5 billion IDR and operational expenditure is 15.6 billion IDR per year.

Keywords:

Natural Gas, Hydrogen Sulfide, Sulfur Recovery, Superclaus.

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL .....</b>	<b>i</b>
<b>LEMBAR PERNYATAAN ORISINALITAS .....</b>	<b>ii</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN .....</b>	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR.....</b>	<b>iv</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....</b>	<b>vi</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>viii</b>
<b>DAFTAR ISI.....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR GAMBAR.....</b>	<b>xi</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>xii</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR ISTILAH DAN SINGKATAN .....</b>	<b>xiv</b>
<b>BAB 1 PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	3
1.3 Tujuan Penulisan .....	3
1.4 Batasan Masalah .....	3
1.5 Sistematika Penulisan .....	3
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>5</b>
2.1 Karakteristik Gas Alam “Z” .....	5
2.2 Gas Alam .....	6
2.2.1 Definisi Gas Alam.....	6
2.2.2 Pengotor Gas Alam .....	6
2.2.3 Gas Hidrogen Sulfida (H <sub>2</sub> S).....	6
2.3 Sulfur .....	8
2.3.1 Karakteristik Sulfur.....	8
2.3.2 Proses <i>Sulfur Recovery</i> .....	10
2.3.3 Penanganan dan Penyimpanan Sulfur.....	23
2.4 Analisis Pinch untuk Optimasi Energi.....	26
2.5 <i>Capital Expenditure</i> (Biaya Modal) .....	26
2.6 <i>Operational Expenditure</i> (Biaya Operasional).....	28
2.7 <i>Software</i> Simulasi .....	31
<b>BAB 3 METODE PERANCANGAN .....</b>	<b>32</b>
3.1 Studi Literature .....	32
3.2 Pengumpulan Data Proses .....	32
3.3 Desain Perancangan SRU Metode Superclaus .....	32
3.4 Melakukan Optimasi Proses .....	33
3.5 Spesifikasi Peralatan Proses .....	33
3.6 Perhitungan Data Biaya .....	33
3.7 Kesimpulan .....	34
<b>BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>36</b>
4.1 Proses Dasar.....	36
4.2 Pemilihan Proses.....	37
4.3 Penjelasan Proses.....	37
4.3.1 Proses Pembakaran .....	37
4.3.2 Proses <i>Waste Heat Recovery</i> .....	38

4.3.3	Proses Kondensasi Sulfur .....	39
4.3.4	Proses <i>Reheating</i> .....	40
4.3.5	Proses Konversi Katalitik .....	40
4.3.6	Proses Oksidasi Selektif.....	40
4.4	Flowsheeting.....	42
4.5	<i>Heat Exchanger Network</i> .....	44
4.5.1	Determinasi Aliran Panas dan Aliran Dingin .....	44
4.5.2	Kondisi Operasi dan Perpindahan Kalor dari Tiap Aliran.....	45
4.5.3	Menentukan Temperatur Pinch.....	47
4.5.4	Desain Pertukaran Energi .....	49
4.5.5	Penambahan Unit Operasi.....	50
4.6	Neraca Massa dan Energi .....	52
4.7	Produk Hasil SRU.....	55
4.8	Spesifikasi Peralatan Proses .....	57
4.8.1	Heat Exchanger (HE).....	57
4.8.2	Main Burner .....	58
4.8.3	Reaktor Katalitik.....	59
4.8.4	Air Blower .....	59
4.8.5	Incinerator .....	59
4.9	Perhitungan <i>Capital Expenditure</i> (Biaya Modal).....	61
4.9.1	<i>Total Capital Investment</i> .....	61
4.9.2	Total Biaya Pembelian Alat ( $C_{TBM}$ ).....	62
4.9.3	Perhitungan $C_{site}$ .....	62
4.9.4	Perhitungan $C_{building}$ .....	62
4.9.5	Perhitungan $C_{offsite\ facilities}$ .....	62
4.9.6	Perhitungan $C_{contingency}$ .....	63
4.9.7	Perhitungan $C_{contractor}$ .....	63
4.9.8	Perhitungan $C_{WC}$ .....	64
4.9.9	Perhitungan Biaya Initial .....	64
4.9.10	Keseluruhan Biaya Modal.....	64
4.10	Biaya Operasional.....	65
4.10.1	Biaya Bahan Baku.....	65
4.10.2	Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	65
4.10.3	Biaya Tetap Pabrik ( <i>Factory Overhead</i> ).....	68
4.10.4	Keseluruhan Biaya Operasional.....	72
<b>BAB 5</b>	<b>KESIMPULAN .....</b>	<b>73</b>
5.1	Kesimpulan .....	73
5.2	Saran .....	73
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>74</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.2</b> Jenis Sulfur Vapor Berdasarkan Temperature .....	9
<b>Gambar 2.3</b> Diagram skematik proses Claus.....	13
<b>Gambar 2.4</b> Proses LO-CAT .....	15
<b>Gambar 2.5</b> Skema Proses Shell-Paques .....	16
<b>Gambar 2.6</b> Skema proses Superclaus.....	18
<b>Gambar 2.7</b> Skema Proses Euroclaus .....	21
<b>Gambar 3.1</b> Skema Metode Perancangan Skripsi .....	35
<b>Gambar 4.1</b> Skema Proses Dasar.....	36
<b>Gambar 4.2</b> Block Flow Diagram Sulfur Recovery Unit Metode Superclaus ....	42
<b>Gambar 4.3</b> Process Flow Diagram SRU Superclaus.....	43
<b>Gambar 4.4</b> Grafik Spesifikasi Aliran Panas.....	46
<b>Gambar 4.5</b> Grafik Spesifikasi Aliran Dingin .....	47
<b>Gambar 4.6</b> Grafik Gabungan Aliran Panas - Dingin .....	48
<b>Gambar 4.7</b> Grafik Gabungan Aliran Panas - Dingin 2 .....	48
<b>Gambar 4.8</b> Desain Pertukaran Energi dengan Metode HEN .....	49
<b>Gambar 4.9</b> Perubahan Process Flow Diagram Setelah HEN .....	51
<b>Gambar 4.10</b> Persentase Biaya Modal.....	65
<b>Gambar 4.11</b> Persentase Biaya Operasional.....	72

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b> Spesifikasi Gas Alam “Z” .....	5
<b>Tabel 2.2</b> Karakteristik Gas Umpan dari Amine dan SWS .....	12
<b>Tabel 4. 1</b> Spesifikasi Aliran Panas dan Aliran Dingin.....	45
<b>Tabel 4.2</b> Aliran Panas Setiap Temperatur.....	45
<b>Tabel 4.3</b> Spesifikasi Aliran Dingin Setiap Temperatur .....	46
<b>Tabel 4.4</b> Daftar Energi yang Dipertukarkan .....	50
<b>Tabel 4.5</b> Hasil Aliran Panas Setelah HEN .....	50
<b>Tabel 4.6</b> Neraca Massa SRU Superclaus .....	52
<b>Tabel 4.7</b> Neraca Massa SRU Superclaus (lanjutan).....	53
<b>Tabel 4.8</b> Neraca Energi SRU Superclaus.....	53
<b>Tabel 4.9</b> Neraca Energi SRU Superclaus (lanjutan) .....	54
<b>Tabel 4.10</b> Neraca Energi SRU Superclaus (lanjutan) .....	55
<b>Tabel 4.11</b> Spesifikasi Produk Utama Hasil SRU .....	56
<b>Tabel 4.12</b> Spesifikasi Gas Buang SRU .....	57
<b>Tabel 4.13</b> Spesifikasi Heat Exchanger.....	58
<b>Tabel 4.14</b> Spesifikasi Main Burner.....	59
<b>Tabel 4.15</b> Spesifikasi Konverter Katalitik .....	60
<b>Tabel 4.16</b> Spesifikasi Air Blower .....	60
<b>Tabel 4.17</b> Spesifikasi Incinerator.....	61
<b>Tabel 4.18</b> Biaya Pembelian Alat.....	63
<b>Tabel 4.19</b> Perhitungan Biaya Modal Keseluruhan.....	64
<b>Tabel 4.20</b> Rincian Biaya Tenaga Kerja Langsung.....	67
<b>Tabel 4.21</b> Rincian Biaya Tetap dan Biaya Variabel Tenaga Kerja Langsung....	68
<b>Tabel 4.22</b> Biaya Kebutuhan Air per Tahun .....	69
<b>Tabel 4.23</b> Kebutuhan Fuel SRU .....	69
<b>Tabel 4.24</b> Biaya Katalis .....	70
<b>Tabel 4.25</b> Biaya Asuransi .....	71
<b>Tabel 4.26</b> Biaya Tetap Pabrik.....	71
<b>Tabel 4.27</b> Akumulasi Biaya Operasional.....	72

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>Lampiran A.</b> Spesifikasi Peralatan .....	76
<b>Lampiran B.</b> Perhitungan Spesifikasi Alat .....	83
<b>Lampiran C.</b> Simulasi Software ProMax dan Neraca Massa Energi. ....	91
<b>Lampiran D.</b> Perhitungan Biaya Modal dan Biaya Operasional .....	97



## DAFTAR ISTILAH DAN SINGKATAN

AGE	= Acid Gas Enrichment, proses untuk memperbanyak kandungan H <sub>2</sub> S dalam sebuah aliran.
CAPEX	= Capital Expenditure, dalam bahasa Indonesia diartikan sebagai biaya modal.
Claus	= Metode SRU konvensional dan paling sering dipakai di dunia
CO <sub>2</sub>	= karbon dioksida.
DIPA	= diisopropanol amina, salah satu pelarut dalam proses absorpsi
H <sub>2</sub> S	= hidrogen sulfida.
HE	= heat exchanger, suatu alat yang berfungsi untuk menukarkan panas aliran panas dan aliran dingin.
IDR	= Indonesian Rupiah, satuan mata uang Negara Indonesia.
MDEA	= metildietanol amina, salah satu pelarut dalam proses absorpsi.
MMSCFD	= million standart cubic feet per day, satuan laju alir.
MSDS	= Material Safety Data Sheet.
OPEX	= Operational Expenditure, dalam bahasa Indonesia diartikan sebagai biaya operasional.
ppm	= parts per million, bagian persepuluh.
ppmv	= parts per million in volume.
SO <sub>2</sub>	= sulfur dioksida
SRU	= Sulfur Recovery Unit, unit yang melaksanakan proses pengambilan kembali sulfur dari suatu aliran yang mengandung sejumlah H <sub>2</sub> S
Superclaus	= Salah satu SRU yang merupakan pengembangan proses Claus dengan design yang lebih simpel tanpa TGTU.
TGTU	= Tail Gas Treatment Unit, proses yang mengolah gas buang dari proses Claus untuk menurunkan kadar H <sub>2</sub> S.
USD	= United States Dollar, satuan mata uang Negara Amerika Serikat.

# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Pemanfaatan gas alam untuk memenuhi kebutuhan nasional membawa dampak buruk. Produk samping pengolahan gas alam adalah *sour gas* yang mengandung hidrogen sulfida ( $H_2S$ ). Gas  $H_2S$  merupakan salah satu polutan udara yang sangat beracun bahkan bisa mengakibatkan kematian. (API-55, 1983).

Lapangan gas “Z” memiliki kandungan  $H_2S$  sebesar 12.000 ppm. Hal ini memiliki efek yang kurang bagus bagi kesehatan warga sekitar lapangan gas “Z” karena melebihi ambang batas  $H_2S$  di atmosfer. Ambang batas konsentrasi yang diijinkan adalah 10 ppmv (MSDS, 1995) pada udara bebas. Sedangkan konsentrasi maksimum kandungan  $H_2S$  di sales gas dibawah 4 ppm. Terlihat jelas bahwa kandungan  $H_2S$  lapangan gas “Z” melebihi batas yang telah ditentukan. Oleh karena itu, dibutuhkan sebuah metode untuk memisahkan gas  $H_2S$  lapangan gas “Z” agar sesuai dengan karakteristik sales gas dan baku mutu lingkungan.

Ada beberapa metode yang diterapkan untuk mengurangi kandungan  $H_2S$  di udara. Secara kimia, pemisahan sulfur dilakukan dengan metode absorpsi menggunakan amina. Jenis larutan amina yang paling sering digunakan adalah metildietanolamina atau MDEA (Ariadji, 2010). Selain itu bisa menggunakan sulfinol (Teknologi dari Shell) yang mampu menurunkan kadar  $H_2S$  hingga 3.5 ppmv di Emmen Plant, Belanda. Sulfinol memiliki ciri khas pada proses absorpsi karena menggunakan campuran beberapa pelarut dan menunjukkan proses absorpsi kimia dan fisika. Pelarutnya terdiri dari sulfolane, DIPA atau MDEA dan air. (Jacobs Coprimo Sulfur Solutions, 2004)

Untuk proses biologi, sulfur dipisahkan secara selektif dengan memanfaatkan metabolisme mikroorganisme. Proses ini sering disebut Bio-Desulfurisasi (Tathagati, 2008). Sedangkan proses untuk mendapatkan sulfur yang sudah dipisahkan disebut sebagai *sulfur recovery*. Proses *sulfur recovery* di dunia ini menggabungkan proses kimia dan fisika.

Proses *sulfur recovery* yang paling sering digunakan adalah Proses Claus. Proses Claus merupakan proses *sulfur recovery* pertama yang diperkenalkan ke

publik. Proses Claus telah digunakan sejak tahun 1957 dan telah digunakan oleh 225 perusahaan dengan kapasitas 3 sampai 700 ton/hari (Scheel, 2011). Pada aplikasinya, proses Claus membutuhkan proses tambahan yaitu proses *Tail Gas Treatment*. Pemilihan proses *Tail Gas Treatment*, sebagai suatu proses yang mengolah *tail gas* proses Claus, yang tepat dan biaya efektif selama ini masih menjadi tantangan bagi kilang minyak ataupun pabrik gas alam manapun. Peraturan tentang emisi mengharuskan didapatkannya kembali sulfur dalam jumlah yang lebih besar dan komposisi  $H_2S$  di gas buang dalam jumlah minimum (Scheel, 2011).

Modifikasi terhadap proses Claus dilakukan oleh ilmuwan untuk mendapatkan sistem yang optimum. Kriteria sistem optimum meliputi kemampuan recovery yang tinggi, desain proses yang lebih simpel, kemurnian sulfur yang semakin bagus, dan kandungan  $H_2S$  di gas buang menjadi minimum. Salah satu modifikasi penting yang dilakukan adalah mengeliminasi *Tail Gas Treatment Unit* yaitu unit tambahan yang dibutuhkan untuk mengakomodasi gas buang dengan tujuan meningkatkan recovery dan mengurangi kandungan  $H_2S$ . Proses ini adalah proses Superclaus. Proses Superclaus menerapkan konsep konversi katalitik menggunakan katalis generasi pertama dan katalis generasi kedua untuk meningkatkan kemampuan *sulfur recovery* keseluruhan. Katalis yang digunakan adalah katalis Claus dan katalis *sulfur direct oxidation (new selective oxidation)*. Superclaus didemonstrasikan pada 1988 dan sekarang lebih dari 160 unit telah berada di bawah lisensi JACOBS dan lebih dari 140 yang telah beroperasi (Scheel, 2011).

Proses Superclaus memiliki beberapa tahapan, yaitu pembakaran, *waste heat recovery*, kondensasi sulfur, *reheating*, konversi katalitik dan oksidasi selektif. Keseluruhan tahapan proses tersebut akan disimulasikan menggunakan *software* ProMax. Spesifikasi alat beserta proses juga patut untuk diperhitungkan sehingga dapat ditentukan biaya modal beserta biaya operasional dari pabrik sulfur ini. Oleh karena itu, perancangan dan estimasi biaya ini menjadi penting.

## 1.2 Rumusan Masalah

Rumusan masalah yang terdapat di dalam perancangan *sulfur recovery unit* metode Superclaus lapangan gas alam “Z” adalah:

1. Apakah proses Superclaus merupakan solusi untuk mengurangi kadar  $H_2S$  di gas buang hingga kurang dari 10 ppm sesuai ambang batas lingkungan.
2. Bagaimana perancangan produksi sulfur metode Superclaus.
3. Bagaimana spesifikasi peralatan *sulfur recovery unit* metode Superclaus.
4. Berapakah biaya modal (*capital expenditure*) dan biaya operasional (*operational expenditure*) untuk SRU metode superclaus.

## 1.3 Tujuan Penulisan

Tujuan penulisan ini adalah menghasilkan perancangan SRU metode Superclaus dengan optimasi energi serta perhitungan biaya modal dan biaya operasional untuk lapangan gas alam “Z”.

## 1.4 Batasan Masalah

Batasan-batasan masalah yang digunakan dalam perancangan ini adalah:

1. Perancangan SRU mengaplikasikan metode superclaus.
2. Proses Superclaus ini khusus diperuntukkan untuk lapangan gas alam “Z”.
3. Produk keluaran yang diinginkan dari proses *sulfur recovery* ini adalah sulfur cair dengan warna kuning cerah dan kemurnian sulfur kurang lebih 99,9%.
4. Perhitungan biaya mencakup *capital expenditure (capex)* dan *operational expenditure (opex)*.

## 1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan dalam skripsi ini adalah:

### BAB 1 : PENDAHULUAN

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

## BAB 2 : TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan teori-teori dasar mengenai gas alam, permasalahan gas alam, hidrogen sulfida, sulfur, berbagai macam proses *sulfur recovery*, serta penjelasan tentang *capex* dan *opex*.

## BAB 3 : METODE PERANCANGAN

Bab ini terdiri atas metode perancangan meliputi tahap-tahap perancangan beserta dengan estimasi biaya seperti diagram alir dan rancangan penelitian.

## BAB 4 : HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini menjelaskan tentang hasil simulasi *software* beserta dengan pembahasannya. Pembahasannya meliputi penjelasan mengenai proses beserta kondisi dan karakteristiknya masing-masing. Selain itu juga berisi produk keluaran dari proses tersebut. Spesifikasi mengenai desain peralatan juga terdapat di bab ini dan disertai dengan estimasi biaya modal dan biaya operasional dan neraca massa beserta energi.

## BAB 5 : KESIMPULAN

Bab ini berisi tentang kesimpulan dari hasil simulasi beserta spesifikasi alat untuk proses Superclaus. Selain itu juga ditampilkan biaya modal dan biaya operasional untuk proses Superclaus.

## BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Karakteristik Gas Alam “Z”

Gas alam yang dimanfaatkan sebagai umpan dari lapangan gas alam “Z”. Gas umpan ini akan melalui proses *CO<sub>2</sub> removal* dan proses *Acid Gas Enrichment* (AGE) terlebih dahulu sebelum memasuki proses *Sulfur Recovery*. Spesifikasi gas alam “Z” yang dimanfaatkan sebagai umpan menuju proses *CO<sub>2</sub> removal* bisa dilihat pada tabel 2.1.

**Tabel 2.1** Spesifikasi Gas Alam “Z”

Stream (Main)	Feed to CO <sub>2</sub> Removal		
Vapor Fraction	0.9043		
Temperature (F)	120		
Pressure (psia)	614.7		
Molar Flow (MMSCFD)	165		
Mass Flow (lb/hr)	480100		
Heat Flow (MMBtu/hr)	-1551		
Komposisi (%mol) :			
• H <sub>2</sub> S	1.2	• Heptane	0.13
• CO <sub>2</sub>	32.48	• Octane	0.06
• Nitrogen	0.24	• Nonane	0.01
• Methane	53.04	• Benzene	0.03
• Ethane	1.82	• Toluene	0.06
• Propane	0.59	• m-Xylene	0.02
• i-Butane	0.13	• 124-MBenzene	0
• n-Butane	0.16	• COS	0
• i-Petane	0.09	• M-Mercaptan	0.01
• n-Pentane	0.08	• H <sub>2</sub> O	9.81
• Hexane	0.05		

Penjelasan mengenai *acid gas* untuk gas umpan menuju proses *Sulfur Recovery* dapat dilihat pada Bab 4 subbab 4.1 mengenai proses dasar.

## 2.2 Gas Alam

### 2.2.1 Definisi Gas Alam

Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang sangat melimpah di dunia ini. Seperti minyak bumi dan batubara, gas alam juga merupakan bahan bakar fosil. Gas alam terbentuk dari fosil-fosil yang telah terkubur selama berjuta-juta tahun lamanya. Kandungan utama gas alam adalah metana ( $\text{CH}_4$ ), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan, biasanya sebanyak 85%. Gas alam mengandung 10% etana ( $\text{C}_2\text{H}_6$ ), serta mengandung sejumlah kecil propana ( $\text{C}_3\text{H}_8$ ), butane ( $\text{C}_4\text{H}_{10}$ ), pentana ( $\text{C}_5\text{H}_{12}$ ), dan alkana lainnya serta gas-gas yang mengandung sulfur (belerang). Secara umum kandungan hidrokarbon di dalam gas alam bervariasi tergantung terutama pada lokasi *reservoir* gas alam. Gas alam dapat ditemukan di ladang minyak, ladang gas bumi dan juga tambang batu bara. Cadangan gas alam Indonesia menempati urutan ke-11 dunia dengan total 98 trillion cubic feet.

### 2.2.2 Pengotor Gas Alam

Selain mengandung hidrokarbon, gas alam juga mengandung sejumlah senyawa-senyawa pengotor, yaitu karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ), hidrogen sulfida ( $\text{H}_2\text{S}$ ), dan gas nitrogen ( $\text{N}_2$ ). Keberadaan senyawa-senyawa pengotor ini dapat mempengaruhi nilai panas dan dapat merusak sifat-sifat dasar dari gas bumi sehingga diperlukan proses pemisahan gas bumi dari pengotor-pengotornya. Penghilangan zat-zat pengotor tersebut dapat menghilangkan masalah kontaminasi, korosi, dan pembentukan hidrat pada sistem transmisi dan distribusi gas. Zat-zat pengotor ini dapat memiliki nilai jual jika dijual di pasaran. Gas alam pada Lapangan gas alam "Z" masih mengandung karbondioksida dan hidrogen sulfida. Kedua gas tersebut harus dihilangkan atau melewati *treatment* lebih lanjut agar bisa dimanfaatkan sehingga memiliki nilai ekonomi.

### 2.2.3 Gas Hidrogen Sulfida ( $\text{H}_2\text{S}$ )

Gas  $\text{H}_2\text{S}$  adalah rumus kimia dari gas Hidrogen Sulfida yang terbentuk dari 2 unsur Hidrogen dan 1 unsur Sulfur. Satuan ukur gas  $\text{H}_2\text{S}$  adalah ppm (part per million). Gas  $\text{H}_2\text{S}$  disebut juga gas telur busuk, gas asam, asam belerang atau

uap bau. Gas H<sub>2</sub>S terbentuk akibat adanya penguraian zat-zat organik oleh bakteri. Oleh karena itu, gas ini dapat ditemukan di dalam operasi pengeboran minyak/gas dan panas bumi, lokasi pembuangan limbah industri, peternakan atau pada lokasi pembuangan sampah.

Hidrogen sulfida merupakan gas yang bersifat toksik bagi manusia ataupun lingkungan karena tingkat daya racunnya yang tinggi. Bahkan dapat mematikan manusia dalam seketika bila konsentrasinya tinggi. H<sub>2</sub>S secara otomatis mengganggu komposisi udara di alam dan menimbulkan masalah baru yaitu pencemaran udara. Pencemaran udara menyebabkan menurunnya tingkat kualitas udara yang juga berakibat buruk bagi lingkungan hidup. Ambang batas komposisi H<sub>2</sub>S di udara atmosfer adalah 10 ppm (MSDS, 1995). Pada komposisi H<sub>2</sub>S 500 ppm bisa menyebabkan kematian langsung. Pembakaran sempurna gas H<sub>2</sub>S akan menghasilkan SO<sub>2</sub> yang berbahaya bagi lingkungan. Faktor yang berperan penting dalam peningkatan konsentrasi H<sub>2</sub>S di lingkungan adalah iklim dan topografi. Kelembaban yang tinggi akan melarutkan H<sub>2</sub>S, angin akan membawa polutan ke suatu tempat yang jauh, dan tekanan udara yang tinggi dapat menahan polutan di suatu daerah.

Berikut adalah karakteristik umum H<sub>2</sub>S (API RP-55, 1983)

1) Sifat utama gas H<sub>2</sub>S

- Sangat beracun
- Tidak berwarna
- Berbau seperti telur busuk
- Lebih berat dari udara
- Mudah terdispersi oleh hembusan angin
- Mudah terbakar (*range* 4,3 - 46 % volume campuran udara)
- Larut dalam minyak dan air
- Bersifat korosif terhadap logam-logam tertentu

2) Efek fisiologis H<sub>2</sub>S

- 0,13 ppm, muncul bau tak sedap
- 10 ppm, bau tak sedap, potensi iritasi mata
- 15 ppm, potensi iritasi mata
- 20 ppm, rasa perih di mata setelah satu jam atau lebih terpapar

- 50 ppm, daya penciuman hilang setelah 15 menit atau lebih, > 1 jam terpapar dapat menyebabkan sakit kepala, mengantuk dan shock.
- 100 ppm, batuk, iritasi mata, daya penciuman hilang setelah 3 – 15 menit, mengantuk setelah 15 - 20 menit, iritasi tenggorokan setelah 1 jam.
- 300 ppm, ditandai iritasi conjunctivitis dan saluran pernapasan.
- 500 ppm, hilang kesadaran setelah terpapar singkat, henti napas bila tidak ditolong.
- 700 ppm, pingsan dengan cepat, napas terhenti dan kematian dalam waktu singkat bila tak tertolong.
- >1000 ppm, pingsan seketika, kerusakan otak permanent atau bisa berakibat kematian.

Metode mengurangi paparan H<sub>2</sub>S pada suatu area dapat dilakukan dengan meniupkan angin menggunakan kipas angin besar (*big blower*) sehingga gas H<sub>2</sub>S akan terhambur. Kondisi ini mengakibatkan konsentrasi paparan gas H<sub>2</sub>S akan berkurang karena area paparan gas H<sub>2</sub>S akan melebar. Metode menetralkan gas H<sub>2</sub>S dapat dilakukan dengan *Sulfur Recovery Unit*, yaitu dengan suatu peralatan yang dapat menguraikan unsur Hidrogen dan Sulfur secara reaksi kimiawi. Hasil akhirnya hidrogen sulfida akan dibuang dalam bentuk gas dan sulfur akan ditampung.

## 2.3 Sulfur

### 2.3.1 Karakteristik Sulfur

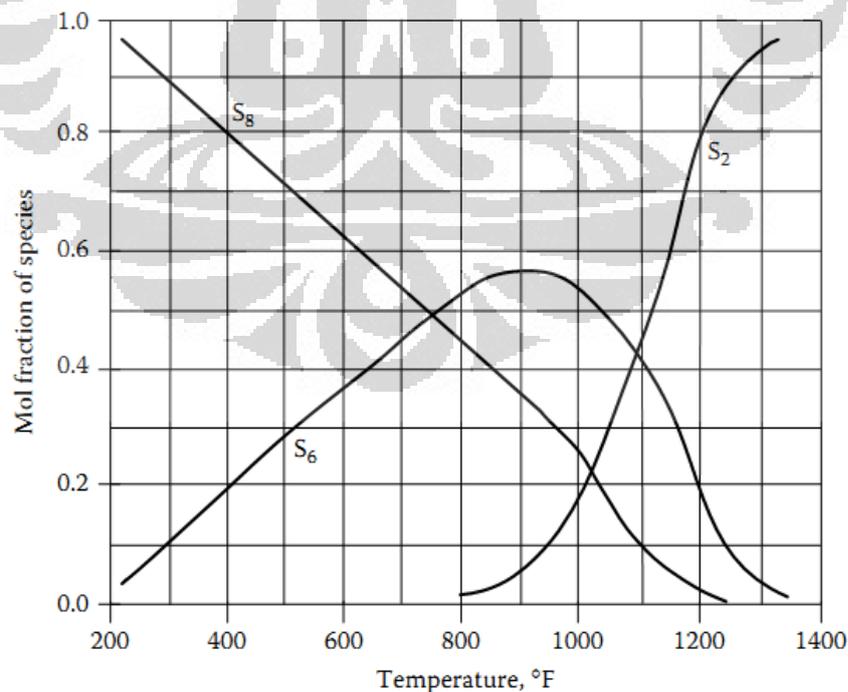
Sulfur baik padat maupun cair merupakan salah satu produk dari proses *sulfur recovery*. Sulfur dapat dihasilkan dari hidrogen sulfida melalui proses *sulfur recovery*. Sulfur padat merupakan bentuk umum yang kita kenal sekarang dan umumnya dihasilkan dari asap yang berasal dari kawah gunung berapi. Sulfur memiliki lambang kimia S dengan nomor atom 16.

Sejatinya sulfur tidak memiliki dampak negatif terhadap lingkungan bila dipergunakan secara benar dan tepat. Walaupun demikian, sulfur akan berbahaya bila mengalami kontak langsung dengan organ manusia. Organ yang patut waspada dengan sulfur adalah mata dan kulit. Sulfur juga harus digunakan secara

hati-hati agar tidak terhirup paparan uapnya. Sulfur juga bisa menyebabkan korosi pada peralatan yang berasal dari logam. Penggunaan sulfur juga harus diperhatikan faktor keselamatan. Selain memiliki efek samping dapat mengiritasi kulit, sulfur merupakan zat padat yang mudah terbakar.

Sulfur yang kita kenal di pasaran berbentuk padat dengan warna kuning cerah. Memiliki fasa padat dalam bentuk bongkahan ataupun serbuk sulfur. Berikut adalah data fisik dan data kimia tentang sulfur padat:

Rumus Kimia	: S
Massa Molar	: 32,06 g/mol
Temperatur penyalaan	: 235°C Debu
Kelarutan di dalam air	: (20°C) praktis tidak larut
Titik leleh	: 113-119 °C
Densitas	: 1,96 – 2,07 g/cm <sup>3</sup> (20°C)
Bulk density	: 400-500 kg/m <sup>3</sup>
Titik didih	: 444°C
Tekanan uap	: 4 x 10 <sup>-6</sup> mmHg pada 30°C
Titik kritis	: 1.314 K, 20,7 MPa
Titik nyala	: 160°C



**Gambar 2.1** Jenis Sulfur Vapor Berdasarkan Temperature  
(Sumber: Fundamental of Natural Gas Processing, 2006)

Sulfur vapor ada sebagai  $S_x$ , dimana  $x$  dapat memiliki nilai 1 sampai 8. Gambar 2.2 menunjukkan distribusi jenis sulfur vapor sebagai fungsi dari temperatur. Pada suhu yang lebih rendah,  $S_8$  mendominasi, tetapi karena suhu naik  $S_8$  berubah ke  $S_6$ , dan akhirnya  $S_2$ . Pembentukan sulfur memiliki efek yang sangat nyata pada sifat fisik yang memiliki pengaruh yang signifikan pada operasi proses, terutama viskositas (aliran fluida) dan kapasitas panah (transfer panas).

### 2.3.2 Proses *Sulfur Recovery*

Leppin (2001) menunjukkan bahwa sekitar 25% dari gas alam yang dibawa ke dalam produksi dari sumber gas baru memerlukan  $H_2S$  removal dan pembuangan  $H_2S$ . Akibatnya, proses  $H_2S$  removal seperti Selexol dan Rectisol akan memegang peranan dalam pengolahan gas alam di masa mendatang. Saat ini hanya ada dua metode yang tersedia untuk menangani masalah  $H_2S$  dalam jumlah besar, yaitu:

- Pembuangan gas melalui proses injeksi ke dalam tanah.
- Konversi dari  $H_2S$  menjadi produk yang dapat digunakan.

Secara umum,  $H_2S$  dapat diubah menjadi sulfur yang banyak digunakan dalam produksi asam sulfat. Hingga akhir tahun 1950, lebih dari setengah pasokan sulfur dunia berasal dari *voluntary producers* atau produsen sukarela yaitu perusahaan yang memiliki tujuan utama adalah menghasilkan sulfur. Hingga tahun 2005, produsen sulfur hanya menyediakan kurang dari 5% pasokan dunia dan *involuntary producers*, terutama pengilangan minyak bumi dan pabrik pengolahan gas alam, merupakan sumber utama dari elemental sulfur (Hyde, 2005).

Metode yang paling umum digunakan untuk mengubah  $H_2S$  menjadi sulfur adalah proses Claus standar atau dengan beberapa modifikasi. Selain itu ada Proses LO-CAT, Proses Superclaus, Shell-Paques/THIOPAQ<sup>TM</sup>, EuroClaus dan masih banyak proses yang lain baik proses baru ataupun hasil modifikasi proses sebelumnya.

### 2.3.2.1 Proses Claus

Proses Claus merupakan proses kimia katalitik yang dimanfaatkan untuk mengkonversi gas hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) menjadi elemental sulfur (S). Proses ini sering disebut sebagai *Sulfur Recovery Unit* (SRU) dan sangat sering digunakan untuk menghasilkan sulfur dari hidrogen sulfida yang terdapat pada gas alam mentah dan sour gas yang mengandung hidrogen sulfida yang berasal dari pengilangan minyak bumi, minyak mentah dan fasilitas industri lainnya.

Ada ratusan *sulfur recovery unit* metode Claus yang telah beroperasi di dunia. Bahkan, sebagian sulfur dari 68.000.000 metric ton sulfur yang diproduksi di seluruh dunia pada 2010 adalah produk sulfur sampingan dari pengilangan minyak bumi dan pabrik pengolahan gas alam. (Apodaca, 2011).

Gas umpan unit Claus memiliki berbagai komposisi. Sebagian besar gas umpan yang berasal dari proses absorpsi menggunakan berbagai pelarut untuk mengekstrak  $H_2S$  dari gas produk sampingan pengilangan minyak bumi, pengolahan gas alam, gasifikasi batubara, *smelters*, *coke ovens*, dan industri yang lainnya. Proses absorpsi digunakan untuk berbagai tujuan termasuk Amine gas treating, Rectisol, Selexol, dan lain-lain.

Selain  $H_2S$  diambil dari gas produk sampingan oleh proses absorpsi, pengilangan minyak bumi juga memperoleh  $H_2S$  dari distilasi uap dari air limbah yang mengandung  $H_2S$  terlarut. Air limbah yang disebut sebagai *sour water* (air asam) dan distilasi uap dari limbah disebut sebagai *Sour Water Stripping* (SWS).

Tabel 2.2 memberikan analisis khas dari gas umpan Claus yang diperoleh dari *Amine gas treating* dan *Sour Water Stripping*.

Gas dengan kandungan  $H_2S$  lebih dari 25% cocok untuk SRU metode Claus dengan aliran straight-through. Konfigurasi desain proses yang lain dapat digunakan untuk menangani  $H_2S$  dalam jumlah yang lebih kecil. Kandungan  $H_2S$  berasal dari sour water stripping dalam pengilangan minyak bumi sangat jauh lebih sedikit daripada gas yang berasal dari fasilitas amine gas treating.

**Tabel 2.2** Karakteristik Gas Umpan dari Amine dan SWS

Komposisi gas umpan					
Komponen	% mol	% massa	Komponen	% mol	% massa
Dari proses amine:			Dari sour water stripper:		
H <sub>2</sub> S	82,1	80,8	H <sub>2</sub> S	26,7	40,2
CO <sub>2</sub>	11,9	15,1	CO <sub>2</sub>	2,6	5,1
NH <sub>3</sub>	-	-	NH <sub>3</sub>	39,4	29,7
H <sub>2</sub> O	4,0	2,1	H <sub>2</sub> O	31,3	25,0
HC (hidrokarbon)	2,0	2,0	HC (hidrokarbon)	-	-

(Sumber: <http://chemengineering.wikispaces.com>)

Reaksi Claus untuk mengkonversi H<sub>2</sub>S menjadi elemental sulfur membutuhkan 1 mol SO<sub>2</sub> untuk setiap dua mol H<sub>2</sub>S. Reaksi (2.1) menunjukkan reaksi utama yang terjadi pada reaktor Claus dan reaksi samping yang terjadi pada proses pembakaran.



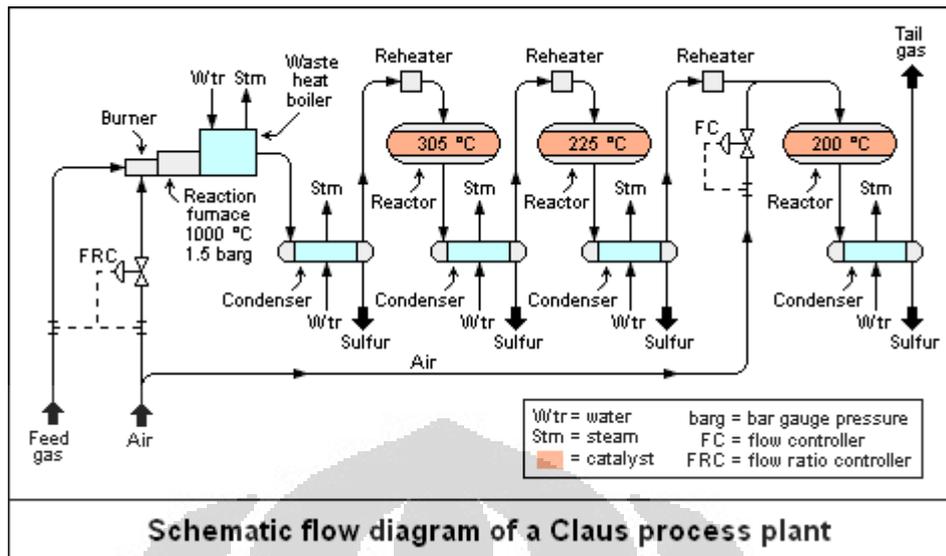
Langkah pertama dalam proses Claus adalah pembakaran sepertiga dari H<sub>2</sub>S gas umpan. Reaksi (2.2) menunjukkan reaksi utama yang terjadi pada proses pembakaran pada main burner.



Reaksi keseluruhan adalah reaksi yang terjadi pada main burner. Reaksi gabungan merupakan reaksi utama (2.2) dijumlahkan dengan reaksi sampingan (2.1) sehingga bisa dilihat pada reaksi (2.3):



Seperti ditunjukkan pada diagram skematik pada gambar 2.3, gas umpan ke unit proses Claus dibakar dalam tungku reaksi (*reaction furnace*) menggunakan udara yang cukup untuk membakar hanya sepertiga dari H<sub>2</sub>S yang terkandung di dalam gas umpan. Hal ini dilakukan dengan mengaplikasikan pengontrol rasio aliran untuk menghasilkan rasio udara pembakaran yang diperlukan oleh gas umpan.



**Gambar 2.2** Diagram skematik proses Claus

(Sumber: <http://chemengineering.wikispaces.com/Claus+process>)

Tekanan dan temperature tungku reaksi dipertahankan pada sekitar 1,5 bar gauge (barg) dan sekitar 1000°C. Pada kondisi tersebut, reaksi Claus terjadi secara thermal dalam tungku reaksi (yaitu, tanpa memerlukan keberadaan katalis). Sekitar 70% H<sub>2</sub>S dalam gas umpan secara thermal akan diubah menjadi elemental sulfur di dalam tungku reaksi.

Gas panas produk dari reaksi, gas yang mengandung sulfur, digunakan untuk menghasilkan uap dalam boiler (disebut *waste heat boiler*) yang menghasilkan proses pendinginan gas. Gas tersebut kemudian didinginkan lebih lanjut dan terkondensasi dalam *heat exchanger* sambil menghasilkan uap tambahan. Sulfur cair terkondensasi dipisahkan dari gas yang tidak bereaksi dan tersisa di bagian keluaran kondensor dan dikirim ke penyimpanan produk.

Gas yang tidak dipisahkan kemudian dipanaskan kembali dan memasuki reaktor katalitik pertama dan temperature dipertahankan pada suhu rata-rata sekitar 305°C dimana sekitar 20% dari H<sub>2</sub>S dalam gas umpan diubah menjadi elemental sulfur. Produk gas keluaran reaktor pertama didinginkan dalam kondensor lain dan memproduksi uap (steam). Seperti halnya tahap sebelumnya, sulfur terkondensasi dipisahkan dari gas yang tidak bereaksi dan tersisa di bagian keluaran kondensor dan dikirim ke penyimpanan produk.

Gas keluaran kondensor kedua dikirim ke alat pemanas (*reheater*) lain dan proses berlangsung seperti tahap sebelumnya dengan urutan yang sama, yaitu gas dipanaskan ulang, reaksi katalitik, kondensasi, dan pemisahan sulfur. Reaktor kedua dan ketiga memiliki suhu operasi yang lebih rendah. Sekitar 5% dan 3% dari H<sub>2</sub>S dalam gas umpan secara termal diubah menjadi elemental sulfur dalam reaktor kedua dan ketiga. Untuk pabrik sulfur yang dirancang dengan baik dan dioperasikan proses Claus dengan tiga reaktor katalitik (seperti yang ditunjukkan dalam diagram skematik gambar 2.3), konversi keseluruhan minimal 98% dapat dicapai. Bahkan desain modern terbaru dapat mencapai hingga konversi 99,8% H<sub>2</sub>S menjadi produk sulfur 99+% yang dijual sebagai *bright yellow sulfur*.

Gas yang tersisa dipisahkan dari kondensor terakhir disebut sebagai “*tail gas*” dan lebih baik untuk dibakar dalam incinerator ataupun “*tail gas treatment unit*” (TGTU).

#### 2.3.2.2 Proses LO-CAT

Proses LO-CAT adalah bersifat *aquaeous* (basah), bertemperatur rendah yang menggunakan regenerasi katalis besi. Katalis besi dimanfaatkan untuk mengkonversi hidrogen sulfida menjadi unsur yang tidak berbahaya, sulfur. Proses ini tidak menggunakan bahan kimia beracun dan tidak menghasilkan produk sampingan berupa limbah berbahaya. Katalis yang tersedia akan terus menerus mengalami regenerasi dalam proses, sehingga penggunaan katalis lebih sedikit, dan penghematan juga dilakukan.

Proses LO-CAT berlaku untuk semua jenis aliran termasuk udara, gas alam, CO<sub>2</sub>, gas asam amina, biogas, landfill gas, gas bahan bakar pengilangan, dan lain-lain. Katalis cair beradaptasi dengan mudah terhadap variasi dalam aliran dan konsentrasi. Sistem operasi yang fleksibel memungkinkan 100% turndown dalam aliran gas dan konsentrasi H<sub>2</sub>S.

Lebih dari 200 instalasi telah dilakukan di seluruh dunia mengandalkan proses LO-CAT untuk menghilangkan H<sub>2</sub>S dari aliran proses (Nagl, 2011). Proses LO-CAT pertama kali digunakan pada 2001 di Jepang dan hingga 2008 telah digunakan di Jepang, Italia, Amerika Serikat, Indonesia, dan China. Proses LO-

CAT dapat diandalkan, efisien, ekonomis dan berlisensi dengan jaminan: efisiensi H<sub>2</sub>S removal, kapasitas sulfur removal, dan tingkat konsumsi bahan kimia.

Intensitas proses adalah meng-oksidasi ion-ion hidrosulfit (HS<sup>-</sup>) menjadi unsur sulfur dengan mereduksi ion ferik (Fe<sup>3+</sup>) menjadi ion ferrous (Fe<sup>2+</sup>) dan tahapan reoksidasi ion ferrous menjadi ferik melalui kontak dengan udara. Proses kimianya adalah sebagai berikut.

Absorpsi H<sub>2</sub>S



Ionisasi H<sub>2</sub>S



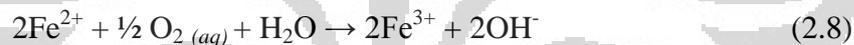
Oksidasi Sulfida



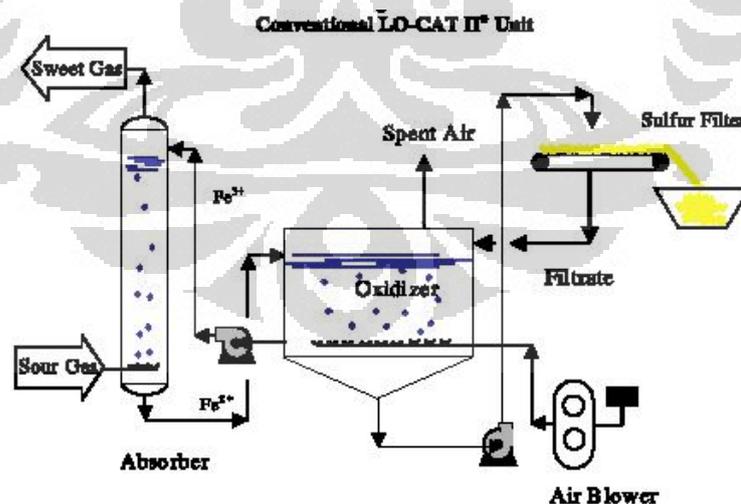
Absorpsi oksigen



Oksidasi Besi



Reaksi keseluruhan



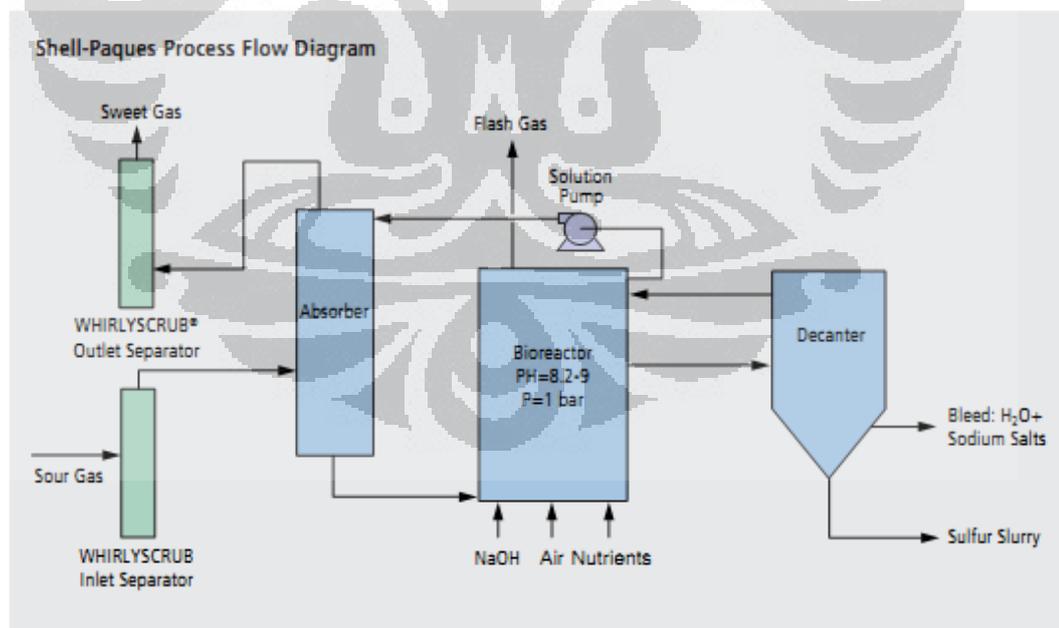
**Gambar 2.3** Proses LO-CAT

(Sumber: [http://www.merichem.com/resources/technical\\_papers/gas\\_sweetening/index.php](http://www.merichem.com/resources/technical_papers/gas_sweetening/index.php))

### 2.3.2.3 Shell-Paques/THIOPAQ™

Penghilangan hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) dari gas alam tidaklah mudah. Proses Shell-Paques dapat menghilangkan  $H_2S$  pada aliran gas alam tekanan rendah, sedang, ataupun tinggi. Pada proses ini, aliran gas yang mengandung  $H_2S$  dikontakkan dengan larutan air soda yang mengandung bakteri *Thiobacillus* pada absorber. Soda mengabsorpsi  $H_2S$  dan dialirkan ke *aerated atmospheric tank* dimana secara biologi bakteri mengubah  $H_2S$  menjadi sulfur.

Metode ini cocok digunakan untuk suatu plant gas alam yang tidak terlalu besar namun memiliki kandungan  $H_2S$  yang relatif tinggi. Metode ini dapat menurunkan kandungan  $H_2S$  pada *sweet gas* hingga di bawah 4 ppm serta mampu mengkonversi 95-98%  $H_2S$  menjadi sulfur. Aplikasi Shell-Paques ini dapat memproduksi sekitar 200 lbs per hari hingga 40 ton sulfur per hari. Unit operasi pada metode ini aman dan mudah dijalankan. *Sulfur slurry* yang dihasilkan dapat digunakan untuk tujuan pertanian atau dimurnikan dengan kualitas tinggi (99+). Unit ini telah digunakan di negara Jerman, Inggris, Denmark, Perancis, Spanyol, Italia, India, Chili, dan Amerika Serikat.



**Gambar 2.4** Skema Proses Shell-Paques

(Sumber: Shell-Paques Bio-Desulfurization Process, Cameron, 2011)

Reaksi yang terjadi di absorber (pada tekanan feed gas)



Reaksi yang terjadi di bioreaktor (pada tekanan atmosfer)



#### 2.3.2.4 Proses SUPERCLAUS

SUPERCLAUS adalah salah satu contoh dari oksidasi selektif untuk *final sulfur removal*. Proses Superclaus diaplikasikan secara khusus untuk mendapatkan sulfur dari  $\text{H}_2\text{S}$ . Konsep proses Superclaus hampir memiliki kemiripan dengan proses Claus konvensional dengan sedikit dimodifikasi. Superclaus menerapkan instalasi “*new selective oxidation catalyst*” pada reaktor ketiga (terakhir). Proses superclaus modern mampu *recovery* 99,4% sulfur tanpa menggunakan *Tail Gas Treatment Unit*.

Superclaus memiliki thermal stage yang diikuti oleh 3 reaksi katalitik dengan pengeluaran sulfur antar stage oleh kondenser. Dua reaktor awal diisi dengan katalis standar Claus dan reaktor terakhir diisi oleh “*New Selective Oxidation Catalyst*”. Pada tahap konversi thermal, *acid gas* dibakar dengan sejumlah substoikiometrik gas pembakaran terkontrol sehingga gas akhir yang meninggalkan reaktor kedua mengandung 0,8% hingga 3,0% volume  $\text{H}_2\text{S}$ . Udara yang cukup akan ditambahkan pada gas keluaran untuk menjaga tingkatan oksigen pada 0,5 hingga 2 % vol. Katalis reaktor ketiga mengoksidasi  $\text{H}_2\text{S}$  menjadi sulfur dengan efisiensi lebih dari 85%.

Proses superclaus mencapai *sulfur recovery* level tinggi dengan cara menekan pembentukan  $\text{SO}_2$  pada stage Claus, dan oksidasi secara selektif  $\text{H}_2\text{S}$  dalam kehadiran oksigen lebih dari kepemilikan katalis. Gas keluaran proses dari kondenser terakhir proses Claus dipanaskan kembali, dicampur dengan udara dan

kemudian memasuki reaktor Superclaus untuk oksidasi selektif  $\text{H}_2\text{S}$  menjadi elemental sulfur. Sulfur yang terbentuk kemudian dikondensasi dan diambil kembali oleh kondenser superclaus. Gas buang dari tahap kondensasi superclaus diteruskan ke incinerator untuk oksidasi termal untuk komponen sulfur residu dan dilepaskannya gas buang (*flue gas*) ke atmosfer melalui Incinerator stack.

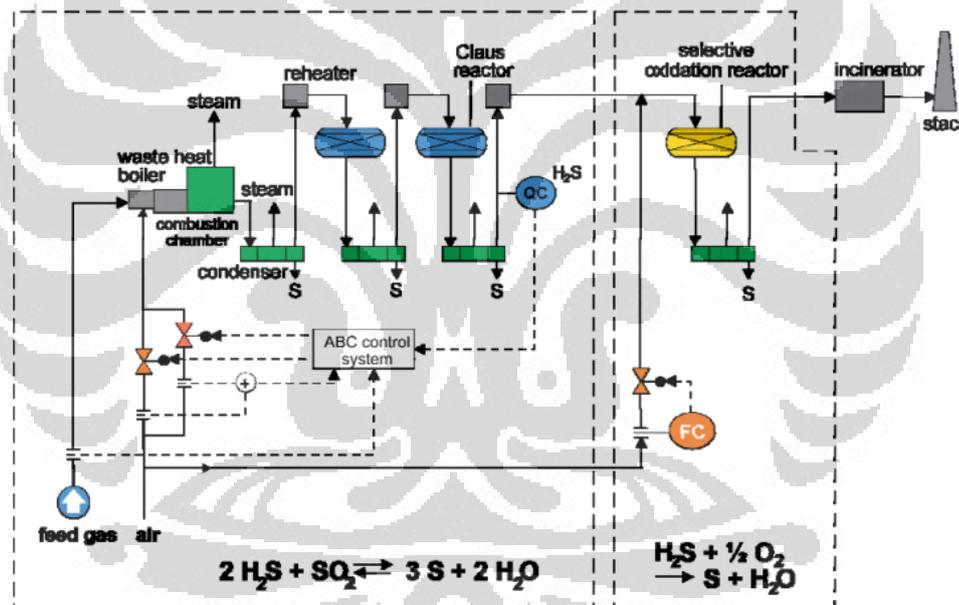
Campuran dari kondensor kedua kemudian menuju reaktor ketiga, dimana terjadi reaksi katalitik:



Katalis oksidasi selektif dalam reaktor ketiga tidak mendukung reaksi:



atau reaksi kebalikan dari sulfur dengan  $\text{H}_2\text{O}$ :



Gambar 2.5 Skema proses Superclaus

(Sumber: RTM Conference Paper : Innovative Approach to Sulfur Recovery Unit Emission Reductions, Scheel, 2011)

- Sistem *Advance Burner Control* (ABC)

Satu hal yang tidak bisa dipisahkan dari proses Superclaus adalah proses ABC (*Advance Burner Control*). Difungsikan untuk mengontrol udara menuju *acid gas* menuju SRU, sistem ABC telah dikembangkan untuk menjamin kandungan  $\text{H}_2\text{S}$  yang tepat dalam gas menuju tahap reaktor superclaus. Sistem

ABC dapat juga diterapkan untuk mengontrol rasio  $H_2S/SO_2$  di pabrik Claus konvensional.

Untuk mengatasi variasi laju aliran, baik sistem kontrol konvensional dan ABC menggunakan skema umpan maju (*feed forward*). Sistem kontrol konvensional mengontrol udara melalui katup udara (*air valve*) utama dalam rasio untuk aliran *acid gas*. Hal ini memiliki kelemahan bahwa katup udara utama harus besar dan oleh karena itu cukup lambat. Sebuah langkah perubahan dalam aliran *acid gas* atau komposisi tidak mengakibatkan langkah perubahan dalam aliran utama, dan menyebabkan rasio yang salah selama waktu respon yang cukup lama dari katup udara utama. Sistem ABC bereaksi lebih cepat terhadap perubahan dalam tingkat aliran *acid gas* dan menyediakan kontrol proses dan kinerja sistem.

*Flow control* (FC) memanipulasi sedikit (dan demikian cepat) penutup katup udara, yang beroperasi sejajar dengan katup udara besar utama. Untuk mencegah gangguan sistem selama gangguan terhadap laju aliran besar, pengontrol posisi penutup katup kembali menyesuaikan posisi penutup katup ke netral dengan memanipulasi katup udara utama. Tipe kedua adalah gangguan dalam komposisi *acid gas*. Perubahan komposisi dari *acid gas* menghasilkan perubahan permintaan udara. Baik skema kontrol konvensional dan sistem kontrol ABC menggunakan sistem umpan balik untuk mengimbangi perubahan-perubahan komposisi *acid gas*. Skema kontrol konvensional, bagaimanapun tidak mampu bereaksi secara tepat terhadap perubahan laju aliran dan komposisi gas pada saat yang sama. Sistem ABC secara otomatis menyesuaikan model udara untuk rasio gas alam. Suatu perubahan dalam tingkat aliran *acid gas* sekarang merupakan hasil (melalui rasio yang disesuaikan) dari permintaan udara yang tepat, tanpa penyesuaian ulang lebih lanjut dari pengontrol kualitas.

#### 2.3.2.5 Proses EUROCLAUS

Proses Euroclaus telah dikembangkan untuk *recovery* sulfur dari gas yang mengandung  $H_2S$  yang berasal dari proses *treatment* seperti unit alkanoamine atau pabrik dengan pelarut fisik. Proses Euroclaus merupakan pengembangan sekaligus peningkatan dari proses Superclaus. Yield meningkat

menjadi 99.5% sebagai hasil *sulfur recovery* keseluruhan kemungkinan tanpa adanya *Tail Gas Treatment Unit*.

Proses Euroclaus terdiri dari tahap konversi thermal yang diikuti tiga atau empat tahap reaksi katalitik dengan pengambilan sulfur melalui kondenser diantara masing-masing tahap. Dua atau tiga konverter (reaktor) pertama diisi dengan katalis Claus standar. Sedangkan reaktor terakhir diisi dengan katalis oksidasi selektif. Pada tahap reaksi thermal, *acid gas* dibakar dengan sejumlah substoikiometrik udara pembakaran terkontrol sehingga gas sisa yang meninggalkan reaktor claus terakhir mengandung 0,8 hingga 1,0 % vol, H<sub>2</sub>S dan 100-200 ppmv SO<sub>2</sub>. Rendahnya kandungan SO<sub>2</sub> diperoleh dengan katalis hidrogenasi yang mengubah SO<sub>2</sub> menjadi H<sub>2</sub>S di bagian akhir reaktor Claus. Katalis superclaus pada reaktor terakhir mengoksidasi H<sub>2</sub>S mejadi sulfur dengan efisiensi lebih dari 85%. Total *sulfur recovery* meningkat menjadi 99,4% dan dapat diperoleh dari 3 tahap reaktor dan 99,5% untuk 4 tahap reaktor.

Prinsip utama yang digunakan dalam mengoperasikan proses Euroclaus:

- Mengoperasikan pabrik proses Claus dengan H<sub>2</sub>S berlebih dan menekan kandungan SO<sub>2</sub> pada gas buang.
- Mengurangi secara selektif SO<sub>2</sub> pada gas proses Claus dengan cara pemanfaatan katalis oleh sifat hidrogenasi.
- Oksidasi selektif dari sisa H<sub>2</sub>S pada gas buang proses Claus dengan cara penggunaan katalis khusus yang secara efisien mengubah sisa H<sub>2</sub>S pada uap air dan oksigen berlebih hanya menjadi elemental sulfur.

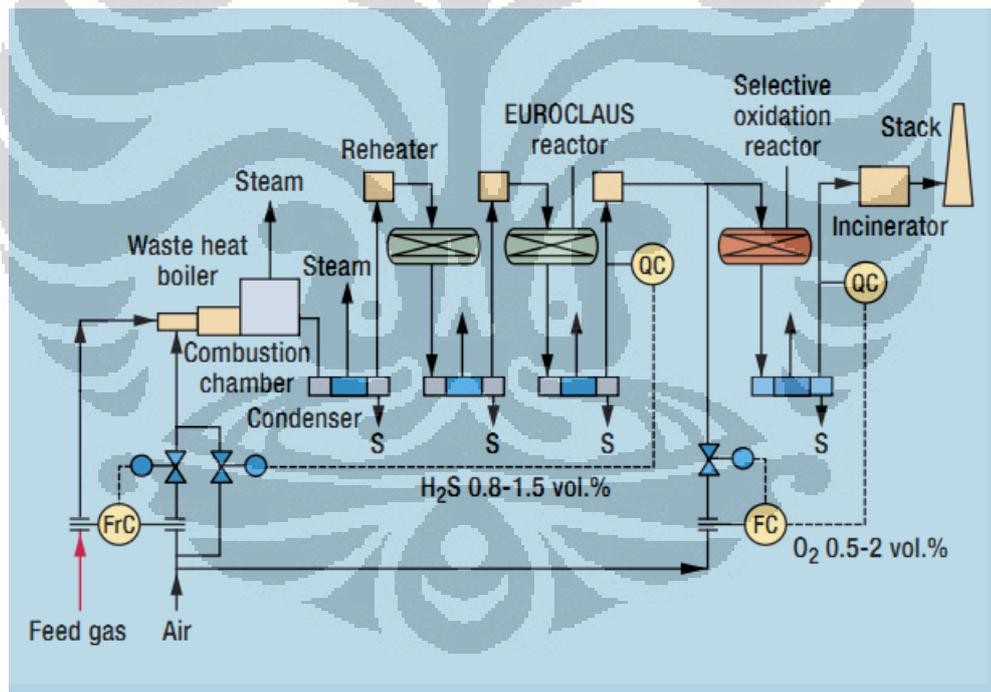
Kondisi operasi yang lain yang diaplikasikan pada proses Claus juga diaplikasikan pada proses Euroclaus. Hal ini mencakup penghancuran NH<sub>3</sub> hingga 30% vol, kemampuan untuk memproses dalam jumlah kecil hidrokarbon berat dan aromatik lebih dari 2% vol, *turndown ratio* 100-15%. Memproduksi 99,9% sulfur murni dengan warna kuning cerah.

Hal-hal yang perlu diperhatikan:

- Dapat diaplikasikan baik pada pabrik baru atau yang telah berproduksi.
- Katalis superclaus dapat diaplikasikan pada proses superclaus.
- Reaktor terakhir proses Claus juga mengandung katalis hidrogenasi.
- *Lifetime* katalis yang lama (lebih dari 5 tahun).

- Kemampuan *sulfur recovery* mencapai 99,5 %.
- Mengurangi emisi SO<sub>2</sub> hingga lebih dari 90%.
- Merupakan operasi kontinyu yang simpel.
- Biaya investasi tambahan yang rendah.
- Ada fasilitas penghancuran NH<sub>3</sub>.
- Mampu membakar hidrokarbon berat dan aromatik.
- *Turndown* yang tinggi.
- Tahan uji yang tinggi (kurang dari 1% mengalami *shutdown* tanpa jadwal).

Sejak diperkenalkan dan dikomersialkan pertama kali pada tahun 2000, lebih dari 40 pabrik telah beroperasi ataupun sedang dibangun. Proses ini sendiri telah dipatenkan dan lisensi dipegang oleh Jacobs Comprimo<sup>®</sup> Sulfur Solutions. (Hydrocarbon Processing, 2006)



**Gambar 2.6** Skema Proses Euroclaus

(Sumber: Hydrocarbon Processing, 2006 )

### 2.3.2.6 Proses SUPERCLAUS DYNAWAVE

Pemilihan proses tail gas treatment yang tepat dan efektif sebagai suatu proses setelah proses claus merupakan sebuah tantangan bagi pengilangan

ataupun pabrik gas alam manapun di dunia. Peraturan tentang emisi yang baru difokuskan pada peningkatan *sulfur recovery* dan penghasilan kandungan sulfur yang besar. Hal yang paling sering dilakukan adalah menginstalasi *Tail Gas Treatment Unit* (TGTU), bagaimanapun, biaya instalasi yang rendah dan tingkat kepercayaan yang tinggi dapat diperoleh dengan mengkombinasikan dua proses yang sudah ada, yaitu proses Superclaus dan teknologi DynaWave Gas Scrubber. Instalasi kombinasi ini cukup murah, secara umum simpel dalam hal operasi, dan lebih besar pada tahan uji aliran daripada dengan TGTU amine.

Dengan mengkombinasikan Superclaus dan teknologi DynaWave, sistem keseluruhan dapat mencapai lebih dari 99,9% *sulfur recovery*. Sekitar 99,0% H<sub>2</sub>S ditangkap dan di-*recovery* menjadi elemental sulfur oleh proses Superclaus dan sulfur sisa di-*scrubber* dan dirubah menjadi Na<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> oleh DynaWave. Kandungan SO<sub>2</sub> sisa pada *flue gas* (gas buang) biasanya kurang dari 50 ppmv.

Proses Superclaus terdiri dari thermal stage yang diikuti minimal 3 tahap reaksi katalitik dengan pengambilan sulfur antar tahap oleh kondenser. Dua atau tiga reaktor pertama diisi dengan katalis Claus standar sedangkan reaktor terakhir diisi dengan katalis oksidasi selektif. Pada thermal stage, acid gas dibakar dengan jumlah substoikiometrik udara pembakaran yang terkendali sehingga gas buang yang meninggalkan reaktor Claus terakhir berisi H<sub>2</sub>S 0,8-1,0 % vol. Katalis Superclaus dalam reaktor terakhir mengoksidasi H<sub>2</sub>S menjadi sulfur dengan efisiensi lebih dari 85%.

Tergantung pada kondisi gas umpan dan tata letak unit, *sulfur recovery* dapat mencapai 99,2%. Gas buang yang dihasilkan Superclaus disalurkan ke incinerator, dimana semua senyawa sulfur akan dikonversi menjadi SO<sub>2</sub>. Dalam akhir DynaWave Reserve Jet Scrubber, *scrubbing liquid* diinjeksikan melalui *non-restrictive reserve jet nozzle*, berlawanan dengan gas buang incinerator. Cairan akan melakukan kontak dengan gas yang mengalir ke bawah untuk membentuk sebuah “*froth zone*”, sebuah wilayah dengan turbulensi ekstrim, dengan tingginya tingkat perpindahan massa. Pemadaman gas buang dari incinerator dan penghilangan SO<sub>2</sub> dari gas terjadi di *froth zone*, dengan itu menciptakan garam sulfit. Pembersihan, *water saturated gas* kemudian diteruskan ke atmosfer melalui perangkat penghapusan kabut (*mist removal*). Cairan dikembalikan lagi ke *vessel*

*sump* untuk di-*recycle* ke *reserve jet nozzle*. Di dalam *vessel sump*, udara hasil oksidasi digunakan untuk merubah sulfit menjadi sulfat, yang dapat dialihkan ke pengolahan air limbah.

Hal yang menarik untuk diperhatikan:

- Dapat diaplikasikan pada pabrik yang sudah beroperasi atau pabrik baru.
- Sulfur removal keseluruhan lebih dari 99,9% juga memungkinkan *bypass* tahap reaktor superclaus.
- Mampu membakar hidrokarbon berat dan aromatik.
- *Lifetime* katalis yang lama.
- Sistem operasi kontinyu yang simpel.
- Biaya investasi yang cenderung rendah.
- Memungkinkan penghancuran  $\text{NH}_3$ .
- *Turndown* yang tinggi.
- Tingkat tahan uji yang tinggi (kurang dari 1% *shutdown* pada waktu tidak terjadwal).
- Pembatasan jumlah peralatan dibandingkan TGTU menggunakan amine.
- Oksidasi *in situ* pada *scrubber*.

### 2.3.3 Penanganan dan Penyimpanan Sulfur

Setiap tahun sulfur diproduksi, dibentuk, disimpan, didistribusikan, dicairkan, dan digunakan dalam kuantitas yang besar. Sulfur akan disimpan baik dalam bentuk padat ataupun cair tergantung pada proses yang berlangsung. Metode penyimpanan sulfur yang tepat sangat dibutuhkan untuk memastikan sulfur tidak terkontaminasi, tidak mengakibatkan kerusakan, contohnya korosi, dan kebakaran, dan tentunya tidak merusak lingkungan. Sulfur dapat ditangani dan disimpan dalam fasa cair (pada temperatur sekitar  $138^\circ\text{C}$ ) atau dalam fasa padat (pada suhu kamar). Pada SRU biasanya akan disediakan *rundown tank* atau sulfur pit (kemungkinan dari baja atau beton tahan asam) dengan ukuran untuk produksi 3-5 hari. Jika sulfur ditangani dalam fasa cair, dapat dipompa dari *rundown tank* baik secara langsung ke tangki truk atau tangki kereta api atau ke penyimpanan sulfur cair. Jika belerang ditangani sebagai padatan, sulfur dipompa ke blok

penyimpanan dan sulfur dibiarkan menjadi dingin dan mengeras atau ke fasilitas pembentuk sulfur.

Sulfur hasil dari unit Claus diambil kembali dalam fasa cair umumnya disimpan dan diangkut dalam keadaan cair. Potensi masalah dapat terjadi terkait dengan masalah penyimpanan sulfur, pelepasan  $H_2S$  terlarut dalam sulfur cair dan kemungkinan kebakaran sulfur, yang akan menghasilkan  $SO_2$  yang sangat beracun.

- Kebakaran sulfur. Jarang terjadi, tetapi dapat menghasilkan  $SO_2$  dalam jumlah besar.
- $H_2S$ . Setiap  $H_2S$  terlarut dalam molten sulfur dapat menjadi bahaya yang signifikan jika teknik degassing yang digunakan tidak tepat.
- Korosi. *Atmosfer wet sulfidic* dapat menyebabkan korosi yang parah pada karbon steel.
- $SO_2$ . Bersifat sangat beracun dan membentuk *sulfurous acid* yang sangat korosif dalam keberadaannya di air.
- Listrik statis. Karena sifat isolasi yang sangat baik dari *molten sulfur*, listrik statis dapat terjadi dalam kondisi tertentu dan menyebabkan kemungkinan kebakaran atau ledakan.

Sulfur padat sering disimpan pada tempat terbuka dalam jumlah besar di terminal yang siap untuk didistribusikan melalui kapal laut, kereta api, ataupun truk atau langsung ke pabrik untuk dicairkan dan digunakan dalam produksi asam sulfat. Mayoritas stok sulfur yang berada di luar ruangan akan terkena angin, hujan, debu, udara yang bercampur garam, dsb. Dalam beberapa kasus, sulfur sengaja disimpan di dalam ruangan dengan berbagai perlindungan dari berbagai unsur.

Penanganan sulfur akan mengakibatkan sulfur menjadi bahan yang rapuh dan mudah rusak. Kerugian akan terjadi selama pemuatan/pembongkaran, pengangkutan, dan penyimpanan karena adanya kandungan debu di udara. Kerugian bisa mencapai 0,5% dalam beberapa kasus. Faktor-faktor yang mempengaruhi kerugian sulfur antara lain:

- Bentuk sulfur yang sedang dalam penanganan
- Kondisi ambient (kecepatan dan arah angin)

- Metode penanganan
- Metode pengiriman

Gudang/bangunan penyimpanan sulfur dalam jumlah besar di dalam ruangan harus disediakan untuk meminimalkan kerugian dan kontaminasi sulfur. Bagaimanapun, biaya ruangan tidak selalu dijadikan satu-satunya alasan. Ventilasi yang tepat akan mengurangi resiko kebakaran atau ledakan akibat debu sulfur. Bangunan harus dilengkapi ventilasi ledakan dan banyak pintu. Bangunan harus dirancang tanpa tepian yang memungkinkan terjadinya tumpukan sulfur. Lapisan pelindung sebaiknya diterapkan untuk bagian dalam ruangan ini.

Jika penyimpanan dalam ruangan tidak tersedia, tidak ada pilihan lain kecuali menyimpan sulfur di luar ruangan. Lokasi yang terlindung dari angin merupakan pilihan yang tepat. Pemasangan penghambat angin dapat dipertimbangkan jika tidak ada penghambat alami seperti pohon di lokasi tersebut. Penyimpanan juga harus melawan arah angin karena kemungkinan angin membawa sumber kontaminasi.

Jika sulfur disimpan langsung di atas tanah lapisan 150-200 mm pertama harus dibersihkan sebagai tempat bagi debu dan kotoran. Lapisan aspal atau beton harus dibangun untuk menjamin sulfur tersebut.

Kerugian akibat angin dapat diminimalkan dengan cara menyemprotkan air ke tumpukan sulfur. Air berlebih di sulfur memungkinkan terbentuknya busa dalam pelelehan sulfur. Penambahan air juga dapat meningkatkan pembentukan asam sulfat dalam sulfur yang dapat menyebabkan korosi dalam penanganan sulfur cair. Kemampuan air untuk mengendalikan debu dibatasi oleh sifat hidrofilik dari sulfur.

Sifat hidrofilik sulfur dapat diatasi dengan penggunaan air khusus berbasis surfaktan kimia. Partikel basah saling berkelompok dengan yang lain dan partikel yang lebih besar akan membuat mereka kuat dari hembusan angin.

Jika sulfur akan disimpan di luar ruangan dalam waktu yang lama, tumpukan bisa dilapisi dengan sulfur cair. Sehingga akan membentuk kerak yang dapat mencegah kerugian akibat angin.

Penyimpanan sulfur dalam jumlah besar diusahakan dalam jumlah minimum. Hal ini dapat dicapai dengan jadwal pengiriman yang tepat dan teratur.

Ketersediaan sulfur cair dalam penyimpanan seharusnya dimaksimalkan sehingga meminimalkan penyimpanan sulfur dalam jumlah besar.

#### **2.4 Analisis Pinch untuk Optimasi Energi**

Optimasi energi yang dilakukan pada suatu pabrik atau suatu unit sering dilakukan. Tujuannya adalah untuk menghemat pemakaian energi sehingga mengoptimalkan ketersediaan energi. Baik energi masuk ataupun energi keluar.

Dalam suatu pabrik pasti terdapat aliran panas. Aliran panas adalah aliran yang melepaskan panas, artinya aliran tersebut perlu diturunkan temperaturnya. Sedangkan aliran dingin adalah kebalikan dari aliran panas. Aliran dingin membutuhkan panas untuk menaikkan temperaturnya.

Pinch adalah suatu keadaan (temperatur) dimana aliran dingin berada dekat dengan aliran panas. Biasanya perbedaannya adalah  $10^{\circ}\text{C}$ . Temperatur ini bisa didapatkan dengan cara menggeser aliran panas ataupun aliran dingin tanpa mengubah perbedaan temperatur per aliran hingga aliran tersebut berdekatan dan tidak terjadi aliran yang bersilangan. Temperatur pinch difungsikan sebagai temperatur batas yang akan digunakan dalam proses penghitungan *Heat Exchanger Network* (HEN).

#### **2.5 Capital Expenditure (Biaya Modal)**

*Capex* beserta dengan *opex* seringkali diperhitungkan oleh perusahaan dalam merancang budget di awal tahun. *Capex* (*Capital Expenditure*) adalah biaya yang direncanakan untuk melakukan pembelian/perbaikan/penggantian segala sesuatu yang termasuk ke dalam aset perusahaan. *Capex* hanya dikeluarkan sekali oleh perusahaan pada awal berdirinya pabrik.

Dalam bahasa Indonesia, *Capex* diartikan sebagai belanja modal/biaya modal. Biaya modal merupakan konsep penting dalam analisis investasi karena dapat menunjukkan tingkat minimum laba investasi yang harus diperoleh dari investasi tersebut. Jika investasi itu tidak dapat menghasilkan laba investasi sekurang-kurangnya sebesar biaya yang ditanggung maka investasi itu tidak perlu dilakukan. Lebih mudahnya, biaya modal merupakan rata-rata biaya dana yang akan dihimpun untuk melakukan suatu investasi. Dapat pula diartikan bahwa

biaya modal suatu perusahaan adalah bagian (*suku rate*) yang harus dikeluarkan perusahaan untuk memberi kepuasan pada para investornya pada tingkat risiko tertentu.

Variabel-variabel penting yang mempengaruhi biaya modal antara lain:

1. Keadaan-keadaan umum perekonomian.

Faktor ini menentukan tingkat bebas risiko atau tingkat hasil tanpa risiko.

2. Daya jual saham suatu perusahaan.

Jika daya jual saham meningkat, tingkat hasil minimum para investor akan turun dan biaya modal perusahaan akan rendah.

3. Keputusan-keputusan operasi dan pembiayaan yang dibuat manajemen.

Jika manajemen menyetujui penanaman modal berisiko tinggi atau memanfaatkan utang dan saham khusus secara ekstensif, tingkat risiko perusahaan bertambah. Para investor selanjutnya meminta tingkat hasil minimum yang lebih tinggi sehingga biaya modal perusahaan meningkat pula.

4. Besarnya pembiayaan yang diperlukan.

Permintaan modal dalam jumlah besar akan meningkatkan biaya modal perusahaan.

Perhitungan atau estimasi biaya modal menjadi penting karena:

1. Maksimalisasi nilai perusahaan mengharuskan biaya-biaya (termasuk di dalamnya biaya modal) diminimumkan.
2. Keputusan pembuatan anggaran modal (*capital budjeting*) membutuhkan estimasi biaya modal.
3. Keputusan-keputusan penting seperti *leasing* dan modal kerja juga membutuhkan estimasi biaya modal.

Termasuk di dalam biaya modal dalam perusahaan sulfur ini adalah:

1. Biaya membeli alat-alat beserta pipa,
2. Biaya instalasi alat tersebut,
3. Biaya instalasi sistem air dan listrik (utilitas),
4. Biaya instalasi sistem perpipaan,
5. Biaya pembangunan gedung kantor.

## 2.6 Operational Expenditure (Biaya Operasional)

*Opex (Operating expenditure)* adalah biaya yang direncanakan 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. Secara umum dalam menjalankan kegiatan proses produksi, perusahaan sangat membutuhkan biaya yang dapat membantu dalam pengambilan keputusan operasional sehari-hari. *Opex* dikeluarkan secara rutin oleh perusahaan dalam jangka waktu tertentu. Oleh karena itu, dalam pelaksanaannya memerlukan perhatian yang cukup serius karena *opex* merupakan unsur pengurangan dan berhubungan dengan pendapatan perusahaan.

Menurut Supriyono dalam buku “Akuntansi Biaya” biaya operasional dikelompokkan sebagai berikut:

- a. Pengelompokan biaya berdasarkan fungsi pokok kegiatan perusahaan
  1. Biaya produksi  
Biaya produksi meliputi biaya materiil, biaya langsung dan biaya *overhead*.
  2. Biaya administrasi  
Biaya administrasi yaitu semua biaya yang berhubungan dengan fungsi administrasi umum.
- b. Pengelompokan biaya berdasarkan objek atau pusat biaya yang dibiayai
  1. Biaya langsung  
Biaya langsung (*direct cost*) adalah biaya yang terjadi atau manfaatnya dapat diidentifikasi kepada objek atau pusat biaya tertentu.
  2. Biaya tak langsung  
Biaya tak langsung (*indirect cost*) adalah biaya yang terjadi atau manfaatnya tidak dapat diidentifikasi pada objek atau pusat biaya tertentu, atau biaya yang manfaatnya dinikmati oleh beberapa objek atau pusat biaya.

Biaya operasional meliputi biaya tetap dan biaya variabel. Biaya tetap akan selalu konstan dan tidak tergantung pada peningkatan ataupun penurunan volume penjualan hasil produksi perusahaan. Sedangkan biaya variabel bergantung kepada volume penjualan hasil produksi, sehingga mengikuti penurunan atau peningkatan. Secara singkat, biaya operasional merupakan biaya yang harus dikeluarkan agar proses produksi tetap berjalan dengan baik.

Bila dikelompokkan berdasarkan fungsi pokok perusahaan biaya operasional dikelompokkan menjadi 2 golongan besar, yaitu:

1. Biaya produksi

Biaya produksi meliputi semua biaya yang berhubungan dengan fungsi produksi yaitu semua biaya yang dibutuhkan dalam rangka mengolah bahan baku menjadi produk yang siap dijual.

Biaya produksi dikelompokkan menjadi 3 kelompok, yaitu:

- a. Biaya bahan baku

Biaya bahan baku adalah biaya yang dikeluarkan untuk memperoleh berbagai macam bahan baku yang dibutuhkan untuk proses produksi.

- b. Biaya tenaga kerja langsung

Biaya tenaga kerja langsung merupakan balas jasa dari perusahaan kepada para tenaga kerja langsung dan manfaatnya dapat diidentifikasi pada produk tertentu.

- c. Biaya *overhead* pabrik

Biaya *overhead* pabrik adalah keseluruhan biaya yang dibutuhkan dalam pengolahan bahan baku menjadi produk, selain biaya bahan baku dan biaya tenaga kerja langsung. Elemen-elemen yang termasuk ke dalam biaya *overhead* pabrik adalah:

- 1) Biaya bahan penolong,
- 2) Biaya depresiasi,
- 3) Biaya reparasi dan pemeliharaan,
- 4) Biaya utilitas, seperti listrik dan air,
- 5) Biaya asuransi pabrik,
- 6) Biaya *overhead* pabrik lain-lain.

## 2. Biaya non produksi

Semakin tajamnya persaingan dan perkembangan teknologi yang semakin pesat memicu semakin pentingnya biaya non produksi. Secara umum, biaya non produksi dapat digolongkan menjadi:

### a. Biaya pemasaran

Biaya pemasaran merupakan biaya yang dibutuhkan dalam rangka upaya pemasaran produk. Contohnya adalah: biaya iklan, biaya promosi, biaya angkutan dari gudang perusahaan ke gudang pembeli, gaji pegawai bidang pemasaran, serta biaya contoh (sampel).

### b. Biaya administrasi dan umum

Biaya administrasi dan umum meliputi biaya-biaya yang dibutuhkan dalam rangka koordinasi kegiatan produksi dengan kegiatan pemasaran. Contohnya adalah: biaya gaji pegawai bagian keuangan, akuntansi, personalia dan hubungan masyarakat, dan biaya *fotocopy*.

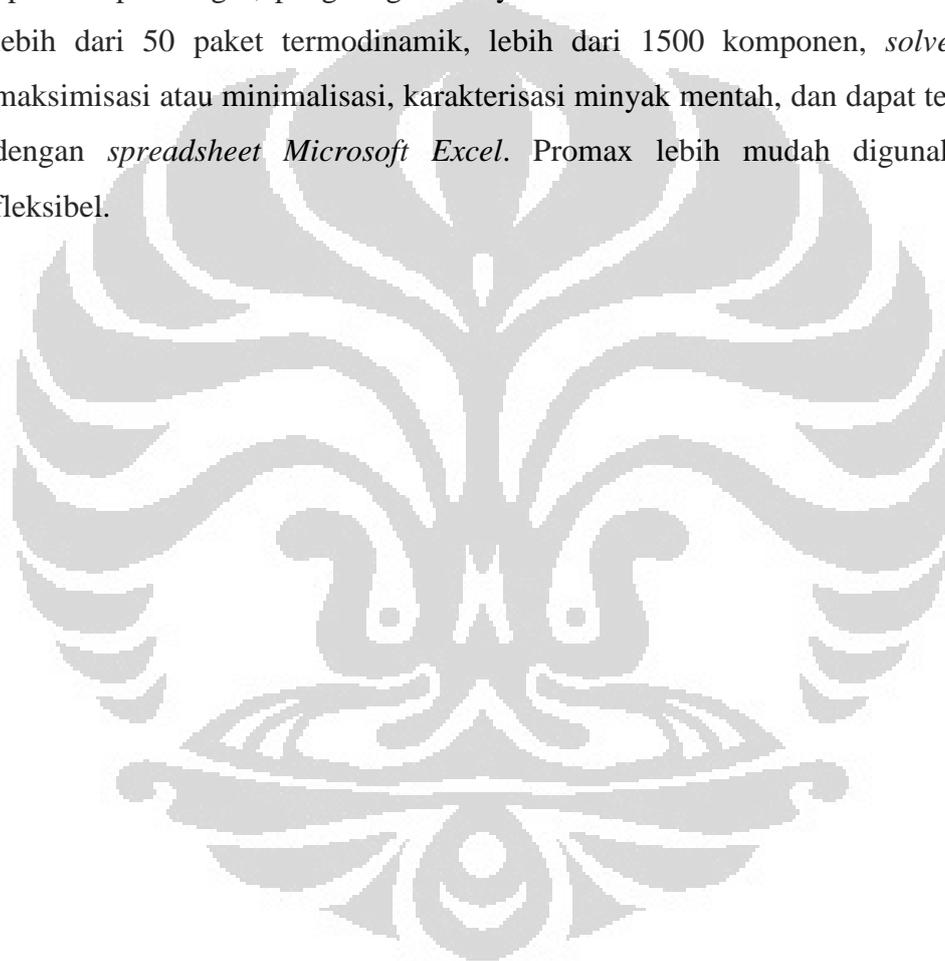
Dapat ditarik kesimpulan yang termasuk di dalam *opex* atau biaya operasional pabrik sulfur meliputi:

1. Biaya pengadaan bahan baku dan katalis,
2. Biaya perawatan alat-alat,
3. Biaya reparasi alat,
4. Biaya sampel,
5. Gaji pegawai dan karyawan,
6. Iklan,
7. Biaya kantor termasuk properti di dalamnya,
8. Biaya pemeliharaan dan perawatan gedung kantor,
9. Biaya administrasi seperti fotocopy dan pengarsipan,
10. Utilitas, seperti air dan listrik,
11. Biaya telepon,
12. Biaya kendaraan dan biaya perjalanan dinas.

## 2.7 Software Simulasi

ProMax merupakan *software* khusus untuk simulasi proses dan cocok digunakan untuk simulasi proses gas, pengilangan minyak, dan fasilitas yang berhubungan dengan kimia. ProMax dipegang lisensinya oleh Bryan Research & Engineering, Inc. dan telah digunakan lebih dari 30 tahun.

ProMax merupakan paket *software* simulasi proses yang kuat dan dapat digunakan untuk berbagai aliran. Penggunaan ProMax cocok untuk desain dan optimasi proses gas, pengilangan minyak dan fasilitas kimia. ProMax memiliki lebih dari 50 paket termodinamik, lebih dari 1500 komponen, *solver* untuk maksimisasi atau minimalisasi, karakterisasi minyak mentah, dan dapat terhubung dengan *spreadsheet Microsoft Excel*. Promax lebih mudah digunakan dan fleksibel.



## BAB 3

### METODE PERANCANGAN

Agar dapat menganalisis kelayakan pembangunan *Sulfur Recovery Unit* Lapangan gas alam “Z” maka perlu dilakukan berapa tahapan proses atau aktifitas. Uraian proses-proses yang dijalankan untuk menganalisis desain dan estimasi biaya tersebut antara lain:

#### 3.1 Studi Literature

Studi literatur berisi tentang tinjauan awal mengenai gas alam dan zat-zat pengotornya, termasuk H<sub>2</sub>S, serta teknologi *sulfur recovery* yang telah digunakan. Dijelaskan pula mengenai produk keluaran *sulfur recovery* yaitu sulfur dengan berbagai macam sifat kimia dan fisiknya. Studi literature juga mencakup proses-proses *sulfur recovery* yang lain.

#### 3.2 Pengumpulan Data Proses

Data yang dimaksud pada tahap ini adalah karakteristik gas umpan pada lapangan gas alam “Z”. Karakteristik gas umpan ini akan mempengaruhi pemilihan proses yang tepat dan sesuai dengan karakteristik gas umpan. Data proses disini dikhususkan untuk lapangan gas alam “Z” dengan metode Superclaus. Karakteristik gas alam yang digunakan dapat dilihat pada tabel 2.1 di halaman 5.

#### 3.3 Desain Perancangan SRU Metode Superclaus

Berdasarkan kondisi operasi yang diperoleh, maka dilakukan simulasi proses sehingga akan didapatkan sulfur dalam jumlah yang optimal. Tidak menutup kemungkinan kondisi operasi akan berubah sesuai dengan kebutuhan. Simulasi proses ini menggunakan *software* ProMax.

Kondisi operasi yang digunakan berdasarkan batasan yang dijelaskan literature dari Maddox, 1977 yaitu sebagai berikut:

- Pada sistem operasi normal, temperatur pembakaran adalah 980 – 1370°C.

- Temperatur pembakaran yang merupakan temperatur stabil minimum berada di 980°C.
- Pemanfaatan udara akan disuplai menggunakan *blower* yang dilakukan pada tekanan 20 – 100 kPa g.
- Udara dan *acid gas* dipanaskan hingga 230-260°C untuk mendukung stabilitas pembakaran utama.
- Temperatur keluaran *waste heat boiler* akan berada di atas *dewpoint* sulfur.
- Kondensor didesain dengan temperature keluaran 166-182°C.
- Temperatur masukan konverter berada di kisaran 232-249°C untuk konverter pertama dan 199-221°C untuk konverter kedua.
- Temperatur masukan untuk konverter Superclaus adalah 250°C.
- Rasio gas buang yang merupakan perbandingan antara gas H<sub>2</sub>S:SO<sub>2</sub> dipertahankan pada posisi 2:1.

### 3.4 Melakukan Optimasi Proses

Hal yang dilakukan adalah melakukan proses optimasi. Dengan kata lain, melakukan efisiensi energi yang diperlukan oleh unit ini. Metode yang dilakukan adalah mengaplikasikan *Heat Exchanger Network* (HEN).

### 3.5 Spesifikasi Peralatan Proses

Hasil dari simulasi proses dianggap sebagai data awalan. Selanjutnya, seperti yang terlihat di *software*, peralatan tersebut akan ditentukan spesifikasinya. Spesifikasi peralatan ditujukan untuk menghitung harga tiap alat yang dibutuhkan.

### 3.6 Perhitungan Data Biaya

Data biaya yang dimaksud adalah data harga yang terkait dengan *Capex* atau *capital expenditure* atau biaya modal dan *Opex* atau *operating expenditure* atau biaya operasional. Data-data tersebut meliputi:

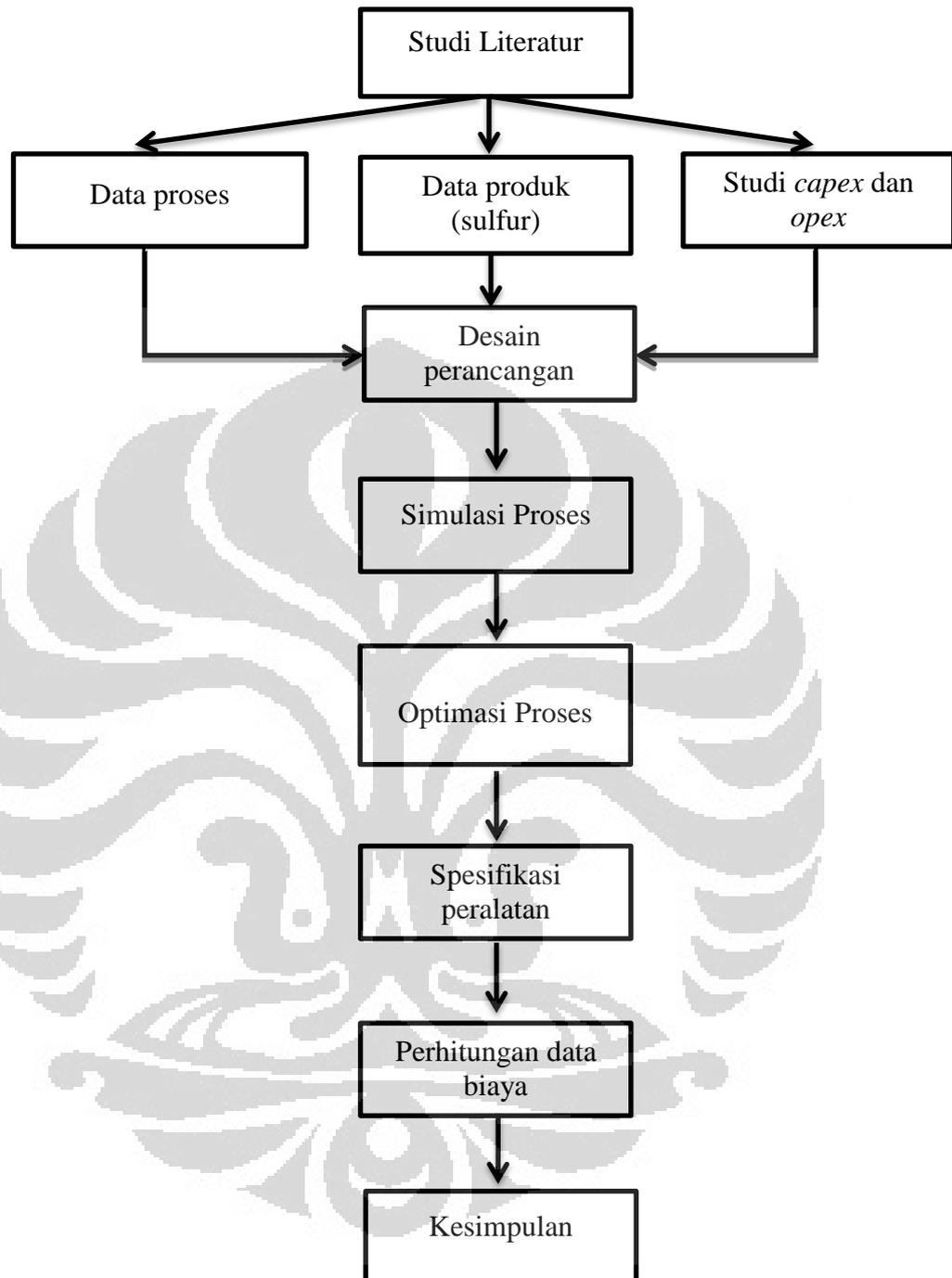
- biaya investasi yaitu biaya peralatan utama dan peralatan pendukung,
- biaya instalasi alat,
- biaya konstruksi *plant*,

- biaya pembelian dan instalasi sistem perpipaan,
- biaya pembelian bahan baku,
- biaya pembelian katalis,
- biaya utilitas seperti listrik, bahan bakar dan air,
- dan biaya-biaya lainnya.

### 3.7 Kesimpulan

Berdasarkan studi proses dan ekonomi maka dapat disimpulkan secara kuantitatif biaya modal dan operasional *sulfur recovery unit* menggunakan metode superclaus untuk lapangan gas alam “Z” ..





**Gambar 3.1** Skema Metode Perancangan Skripsi

## BAB 4

### HASIL DAN PEMBAHASAN

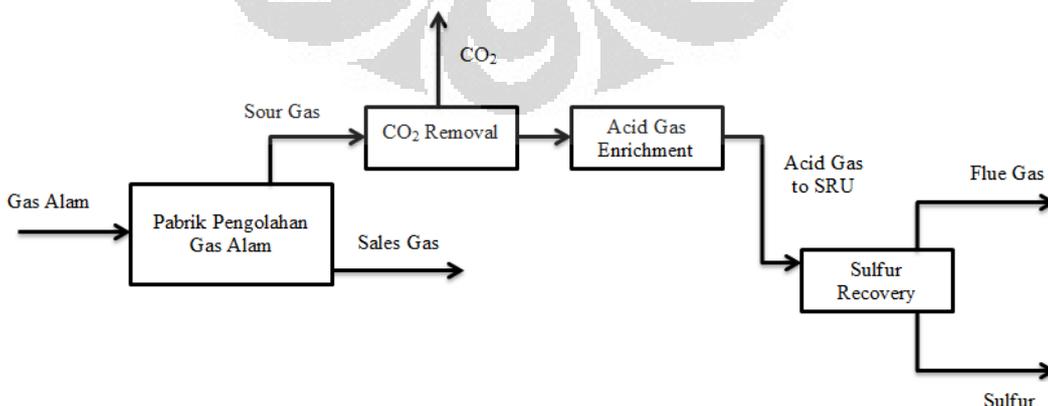
Pada bab 4 ini, akan menjelaskan tentang perancangan pabrik sulfur terutama mengenai data-data selama proses produksi. Selanjutnya akan dibahas dari segi spesifikasi peralatan dan analisis biaya modal dan biaya operasional.

#### 4.1 Proses Dasar

Tujuan utama berlangsungnya proses di perancangan pabrik ini adalah untuk mendapatkan kembali sulfur dari gas umpan yang mengandung  $H_2S$ . Di dalam gas umpan itu sendiri terkandung unsur-unsur lain selain  $H_2S$  yaitu: nitrogen, metana, karbon dioksida, etana, propana, air, benzena, toluena, dan xylene.

Gas umpan untuk proses *sulfur recovery* adalah *acid gas*. *Acid gas* didapatkan dari gas buang (*sour gas*) pengolahan gas alam dan telah mengalami proses lanjutan. Gas buang ini merupakan produk samping dari pabrik pengolahan gas alam dan biasanya dibuang langsung ke udara.

*Acid gas* untuk *sulfur recovery unit* telah melalui proses sebelumnya yaitu  $CO_2$  removal dan *Acid Gas Enrichment* (AGE). Tujuan utama dari proses  $CO_2$  removal adalah mengurangi kadar  $CO_2$  dan memiliki produk utama sebagai *sales gas*. Sedangkan produk sampingnya adalah *acid gas*. Selanjutnya *acid gas* yang dihasilkan  $CO_2$  removal akan mengalami proses AGE. Akibat dari proses ini nantinya akan didapatkan kandungan  $H_2S$  yang lebih tinggi.



Gambar 4.1 Skema Proses Dasar

## 4.2 Pemilihan Proses

Pemilihan TGTU sebagai suatu proses/unit yang mengolah keluaran proses Claus yang tepat dan biaya paling efektif merupakan suatu tantangan bagi kilang minyak dan pabrik pengolah gas alam manapun. Tingkat *sulfur recovery* setinggi mungkin merupakan suatu target bagi pabrik tersebut.

Superclaus menawarkan alternatif proses *sulfur recovery* dengan mengeliminasi TGTU. Permasalahan pemilihan TGTU berhasil dijawab oleh Superclaus. Superclaus merupakan proses non-siklik yang memiliki karakteristik operasi yang simpel, ketahanan yang tinggi, dan *sulfur recovery* cukup tinggi mencapai 99,5%. Kompleksitas desain juga cukup rendah tanpa adanya TGTU serta produk sulfur yang dihasilkan merupakan sulfur terbaik dengan kemurnian 99,9% dan komposisi terbesar dipegang S<sub>8</sub>. Pertimbangan yang paling diperhatikan adalah kemampuan mengurangi komposisi H<sub>2</sub>S di gas buang hingga batas seminimal mungkin.

## 4.3 Penjelasan Proses

### 4.3.1 Proses Pembakaran

Tahap pembakaran (*combustion*) pada unit ini memiliki tujuan untuk membakar 1/3 gas H<sub>2</sub>S, membakar sejumlah hidrokarbon dan merkaptan, dan pada sebagian unit Claus untuk membakar amonia dan sianida. Tahap pembakaran dilakukan dengan metode internal atau menjadi satu dengan fasilitas *waste heat recovery*. Hal ini paling sering dilakukan di industri terutama melihat dari skema proses yang ada. Pada tahap pembakaran terjadi pembakaran gas hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) oleh oksigen (O<sub>2</sub>) sehingga menghasilkan SO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>O. Tujuan utama proses pembakaran ini adalah menghasilkan gas SO<sub>2</sub> yang akan digunakan untuk proses di reaktor Claus. Reaksinya utama yang terjadi adalah sebagai berikut:



Selain itu sudah mulai terjadi pembentukan sulfur meskipun dalam jumlah yang cukup sedikit. Mayoritas sulfur yang terbentuk adalah S<sub>2</sub>. Reaksi berikut adalah reaksi samping yang terjadi pada proses pembakaran.



dengan  $x$  adalah 2.

Berdasarkan simulasi proses, konversi  $H_2S$  dapat mencapai 83%. Temperatur pembakaran yang dipakai pada tahap ini adalah sekitar  $1200^\circ C$ . Temperatur pembakaran yang merupakan sistem operasi yang stabil minimum berada pada  $980^\circ C$ . Karena menggunakan skema pembakaran internal, maka pada bagian *steel fire* perlu dilapisi dengan lapisan pendingin. Hal ini diperlukan untuk mengatasi masalah temperatur sangat panas sehingga panas bisa ditahan di dalam *waste heat boiler*. Bila menggunakan skema eksternal maka diperlukan lapisan pendingin yang sangat kuat menahan nyala api dan diaplikasikan di bagian *steel shell*.

Proses pembakaran ini didukung oleh pembakaran bahan bakar (*fuel*). Hal ini dimaksudkan untuk menjaga temperatur pembakaran agar berlangsung lebih stabil. Bahan bakar yang digunakan pada tahap ini adalah gas metana ( $CH_4$ ) murni. Sedangkan udara yang dipakai pada proses pembakaran ini dilakukan oleh *blower* dengan tekanan sekitar 100 kPa (ga).

Proses pembakaran ini dioperasikan dalam skema *straight-through*. Mayoritas unit Claus juga menggunakan skema operasi *straight-through*. Hal ini berarti semua aliran akan melewati tahap pembakaran sebelum memasuki tahap konversi katalitik. Artinya, tidak ada aliran yang di-*bypass*.

#### 4.3.2 Proses *Waste Heat Recovery*

*Waste heat recovery* merupakan tahap setelah proses pembakaran dengan tujuan menurunkan temperatur. Alat yang digunakan pada proses ini adalah *waste heat boiler*. Karena diharuskan terjadi penurunan temperatur yang cukup besar, yaitu dari  $1200^\circ C$  menuju  $335^\circ C$ , maka diperlukan proses sebanyak dua tahap. *Waste heat boiler* pertama menurunkan temperatur dari  $1200^\circ C$  menjadi  $650^\circ C$  dan *waste heat boiler* kedua menurunkan temperatur dari  $650^\circ C$  menjadi  $335^\circ C$ .

*Waste heat boiler* disini dianggap sebagai *heat exchanger* dengan medium pendinginnya adalah air. Medium lain yang bisa digunakan adalah campuran air glikol dan larutan amina. Namun alternatif tersebut digunakan bila di lapangan tidak tersedia air dengan kualitas bagus.

Pada proses ini tidak terjadi perubahan komposisi pada setiap unsur kecuali untuk sulfur. Artinya pada tahap ini tidak terjadi reaksi hanya terjadi penurunan temperatur. Temperatur keluaran sulfur adalah 335°C. Pada kondisi tersebut, sulfur sebagian telah berubah menjadi sulfur dalam fasa cair. Sehingga sulfur perlu dialirkan dan diperlukan sistem perpipaan untuk mengakomodasi sulfur tersebut agar mengalir melalui bagian *downstream* menuju thermal condenser.

#### 4.3.3 Proses Kondensasi Sulfur

Pada *sulfur recovery unit* ini, terdapat 4 tahap kondensasi sulfur dengan melihat skema proses yang ada. Kondensasi sulfur ini bertujuan untuk merubah sulfur menjadi sulfur cair dengan cara menurunkan temperatur di dalamnya. Alat yang digunakan adalah kondensor.

Kondensor didesain dengan temperatur keluaran 166-182°C. Temperatur keluaran kondenser pada desain ini adalah 166°C. Sebenarnya temperatur keluaran kondensor bisa didesain hingga 127°C, namun hal ini bergantung dengan medium pendingin yang dipakai. Bila perbedaan temperatur lebih besar, maka energi yang dibutuhkan juga lebih besar.

Pada temperatur keluaran kondensor sebesar 166°C, sulfur berada pada kondisi antara *melting point* dan *boiling point*. *Melting point* sulfur berada pada 115°C sedangkan *boiling point* berada pada 444°C. Pada kondisi keluaran, sulfur berada pada fasa cair dengan beberapa gas yang terkandung di dalamnya. Gas tersebut akan mengalir menuju tahap *reheating* sedangkan sulfur dalam fasa cair akan dialirkan menuju tempat penyimpanan. Kondensor sendiri merupakan alat yang rentan terhadap penyumbatan oleh sulfur padat. Sehingga temperatur keluaran kondensor harus berada di atas *melting point* sulfur agar pembentukan sulfur padat bisa dihindari. Sebaiknya perbedaan temperature keluaran dengan *melting point* juga cukup besar namun dalam masih dalam batasan temperatur keluaran yang normal.

#### 4.3.4 Proses *Reheating*

*Reheating* merupakan proses yang bertujuan untuk meningkatkan temperatur gas proses. Pada tahap ini tidak terjadi reaksi sehingga baik molar flow ataupun molar fraction tidak mengalami perubahan.

Peningkatan temperatur juga menyesuaikan dengan temperatur masukan konverter katalitik. Temperatur masukan konverter pertama berada pada sekitar 232-249°C, konverter kedua pada sekitar 199-221°C, dan konverter ketiga yaitu konverter Superclaus berada pada sekitar 250°C. Alat yang digunakan adalah heat exchanger.

#### 4.3.5 Proses Konversi Katalitik

Konversi katalitik merupakan tahap yang berfungsi untuk melakukan suatu reaksi dengan bantuan katalis sehingga bisa didapatkan produk yang diinginkan. Pada konverter katalitik pertama dan kedua terjadi reaksi Claus. Konverter katalitik akan mengkonversi hidrogen sulfida dan sulfur dioksida menjadi elemental sulfur dan air. Reaksi yang terjadi adalah:



dengan x adalah 1 hingga 8. Pada reaksi Claus katalis yang digunakan adalah alumina.

Pada konverter ini terjadi peningkatan temperature dengan kisaran 44-100°C untuk konverter pertama, 14-33°C untuk konverter kedua. Pemilihan katalis claus berdasarkan persyaratan memiliki *surface area* yang tinggi (>300 m<sup>2</sup>/g). Katalis alumina memiliki *surface area* 325 m<sup>2</sup>/g. Katalis lain yang juga digunakan untuk proses Claus adalah active bauksit (*surface area* 184 m<sup>2</sup>/g), cobalt-molybdenum hydrogenation catalyst (*surface area* 270 m<sup>2</sup>/g), dan Kaiser S-201 active alumina (*surface area* 270 m<sup>2</sup>/g). Katalis alumina juga memiliki peluang besar dalam mendeaktivasi sulfasi, deposisi karbon, adsorpsi permukaan, dan kondensasi sulfur.

#### 4.3.6 Proses Oksidasi Selektif

Oksidasi selektif merupakan tahap yang membedakan antara metode Claus dengan metode Superclaus. Proses Superclaus merupakan penggantian atau

penambahan tahap terakhir dari proses claus yaitu reaksi katalitik dengan reaksi oksidasi selektif. Tahap pertama dari reaksi Claus dilakukan pada kondisi udara tidak sempurna (mengandung banyak H<sub>2</sub>S). Gas yang memasuki reaktor oksidasi selektif memiliki kandungan H<sub>2</sub>S tinggi dan sangat sedikit SO<sub>2</sub>. Reaktor oksidasi selektif mengandung katalis silika/alumina. Reaksi yang terjadi pada tahap tersebut adalah :



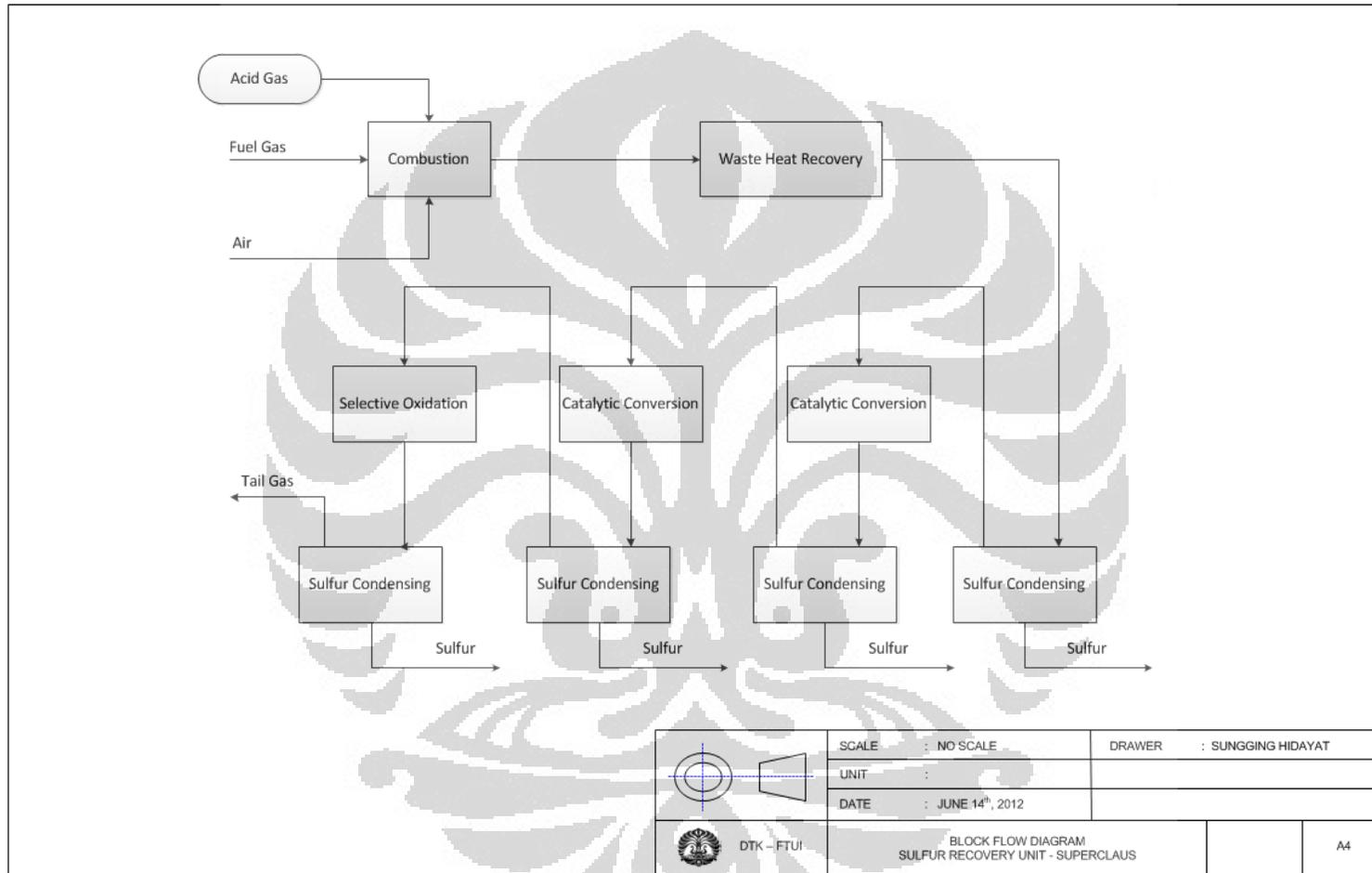
dimana S mewakili S<sub>1</sub> – S<sub>8</sub>.

Reaksi tersebut tidak setimbang seperti reaksi claus, dan banyak H<sub>2</sub>S (lebih dari 85%) bereaksi menjadi elemental sulfur. Karena reaksi tersebut tidak setimbang, katalis tidak sensitif untuk kadar H<sub>2</sub>S tinggi pada uap dan memiliki kecenderungan kecil membentuk senyawa yang tidak diinginkan seperti SO<sub>2</sub>, COS, CS<sub>2</sub>, dan CO.

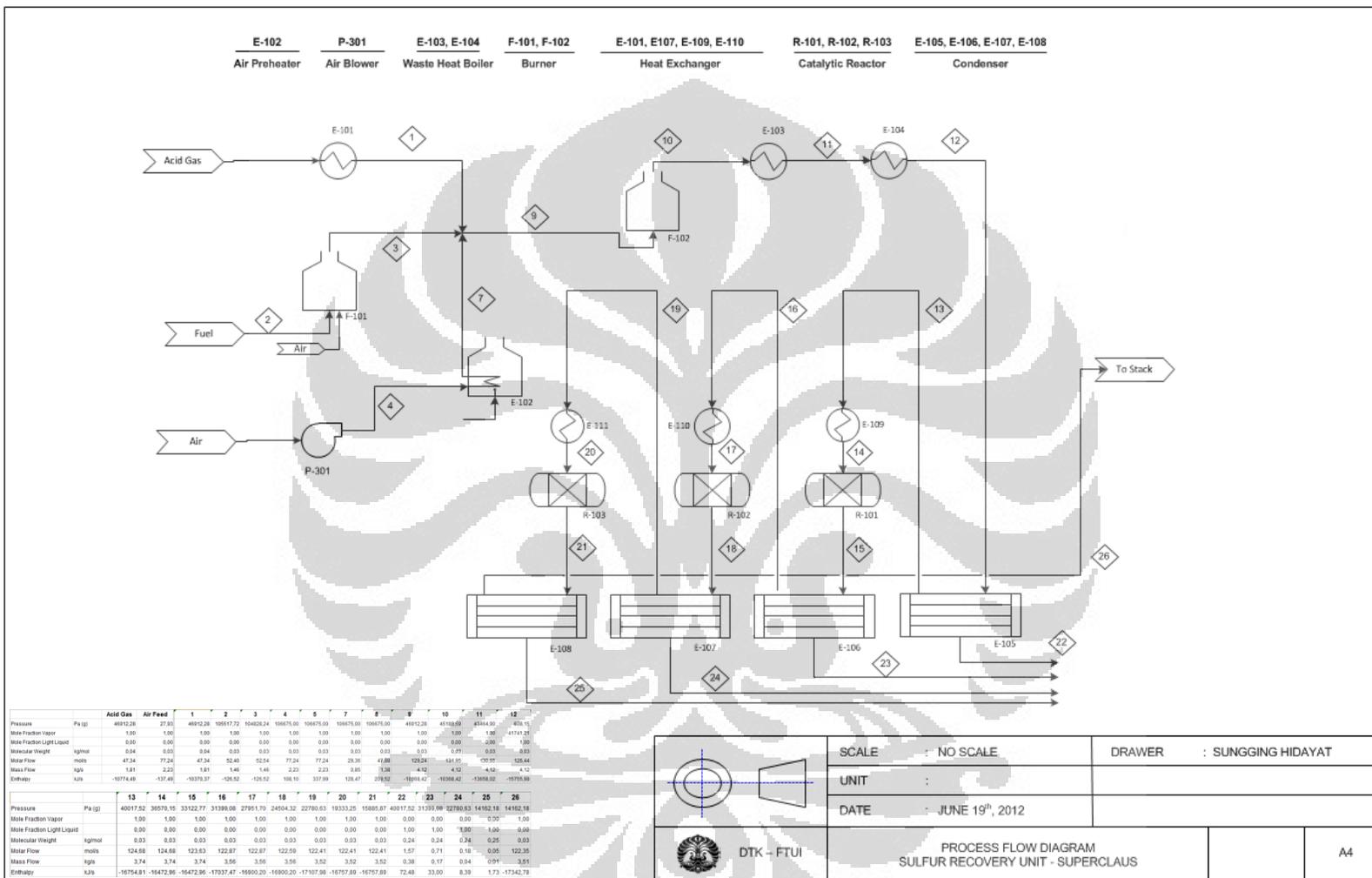
Katalis yang digunakan dalam metode Superclaus adalah silika (Si). Katalis ini merupakan katalis generasi kedua dan sengaja dikembangkan untuk meningkatkan selektivitas oksidasi menjadi sulfur. Katalis silica memiliki luas permukaan yang lebih besar daripada α-Al (alpha alumina) berbasis sebagai katalis generasi pertama. *Surface area* dari katalis silica adalah 650-800 m<sup>2</sup>/g.

Temperatur operasi optimal harus berada pada 200 – 300°C untuk menghindari kondensasi uap sulfur.

4.4 Flowsheeting



Gambar 4.2 Block Flow Diagram Sulfur Recovery Unit Metode Superclaus



Gambar 4.3 Process Flow Diagram SRU Superclaus

## 4.5 Heat Exchanger Network

*Heat Exchanger Network* (HEN) adalah sistem yang berlaku untuk mempertukarkan aliran panas dengan aliran dingin. Tujuannya adalah supaya didapatkan kebutuhan utilitas yang minimum. Konsep yang dipakai adalah memaksimalkan setiap energi dalam bentuk kalor pada setiap aliran proses agar tidak terbuang percuma atau tidak dimanfaatkan.

### 4.5.1 Determinasi Aliran Panas dan Aliran Dingin

Daftar aliran panas dalam SRU metode Superclaus ini adalah sebagai berikut:

1. Aliran melalui Waste Heat Boiler pertama akan diturunkan temperaturnya dari 1472 K menuju 922 K.
2. Aliran melalui Waste Heat Boiler kedua akan diturunkan temperaturnya dari 922 K menuju 608 K.
3. Aliran melalui Thermal Condenser akan diturunkan temperaturnya dari 608 K menuju 439 K.
4. Aliran melalui Condenser 1 akan diturunkan temperaturnya dari 547 K menuju 439 K.
5. Aliran melalui Condenser 2 akan diturunkan temperaturnya dari 483 K menuju 439 K.
6. Aliran melalui Condenser 3 akan diturunkan temperaturnya dari 522 K menuju 438 K.

Sedangkan untuk aliran dingin dalam SRU metode Superclaus ini adalah sebagai berikut:

1. Aliran melalui acid gas preheater akan dinaikkan temperaturnya dari 315 K menuju 533 K.
2. Aliran melalui reheater 1 akan dinaikkan temperaturnya dari 439 K menuju 505 K.
3. Aliran melalui reheater 2 akan dinaikkan temperaturnya dari 439 K menuju 472 K.
4. Aliran melalui reheater 3 akan dinaikkan temperaturnya dari 439 K menuju 523 K.

#### 4.5.2 Kondisi Operasi dan Perpindahan Kalor dari Tiap Aliran

Spesifikasi untuk masing-masing aliran ditampilkan dalam tabel 4.2

**Tabel 4. 1** Spesifikasi Aliran Panas dan Aliran Dingin

Jenis aliran	Aliran	T in (K)	T out (K)	m (kg/s)	CP (kJ/sK)	$\Delta H$ (kJ/s)
Panas	10	1472,33	922,04	4,12	5,98	3289,60
	11	922,04	608,15	4,12	6,68	2097,96
	12	608,15	439,15	4,12	5,48	926,34
	15	547,59	439,15	3,74	4,90	531,51
	18	483,37	439,15	3,56	4,51	199,39
	21	522,98	438,24	3,52	6,88	583,16
Dingin	Acid Gas	315,92	533,15	1,81	1,86	404,12
	13	439,15	505,15	3,74	4,27	281,85
	16	439,15	472,15	3,56	4,16	137,27
	19	439,15	523,15	3,52	4,17	350,08

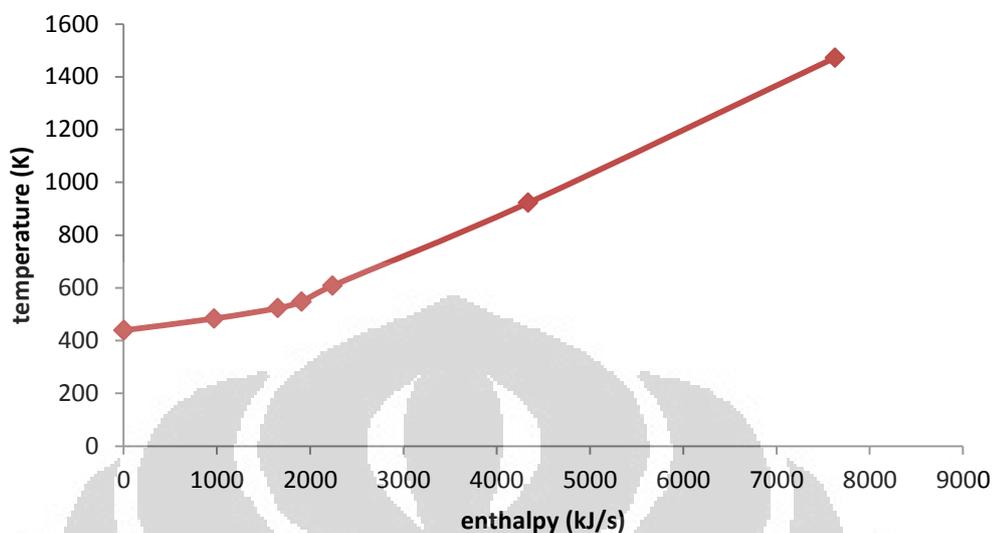
Sebelum mengalikasikan HEN dibutuhkan utilitas aliran panas sebesar 7627,95 kJ/s dan utilitas aliran dingin sebesar 1173,32 kJ/s.

Selanjutnya aliran panas akan disusun berdasarkan perubahan temperatur. Spesifikasi aliran panas setiap temperatur ditampilkan pada tabel 4.3.

**Tabel 4.2** Aliran Panas Setiap Temperatur

T (K)	$\Delta T$ (K)	CP (kJ/sK)	$\Delta H$ (kJ/s)	H (kJ/s)
1472,33	0	0	0	7627,95
922,04	550,29	5,98	3289,60	4338,36
608,15	313,89	6,68	2097,96	2240,39
547,59	60,56	5,48	331,95	1908,45
522,98	24,61	10,38	255,56	1652,88
483,37	39,61	17,26	683,83	969,05
439,15	44,22	21,77	962,80	6,26
438,24	0,91	6,88	6,26	0

Selanjutnya dibuat grafik yang menyatukan semua aliran panas sebagai berikut:



**Gambar 4.4** Grafik Spesifikasi Aliran Panas

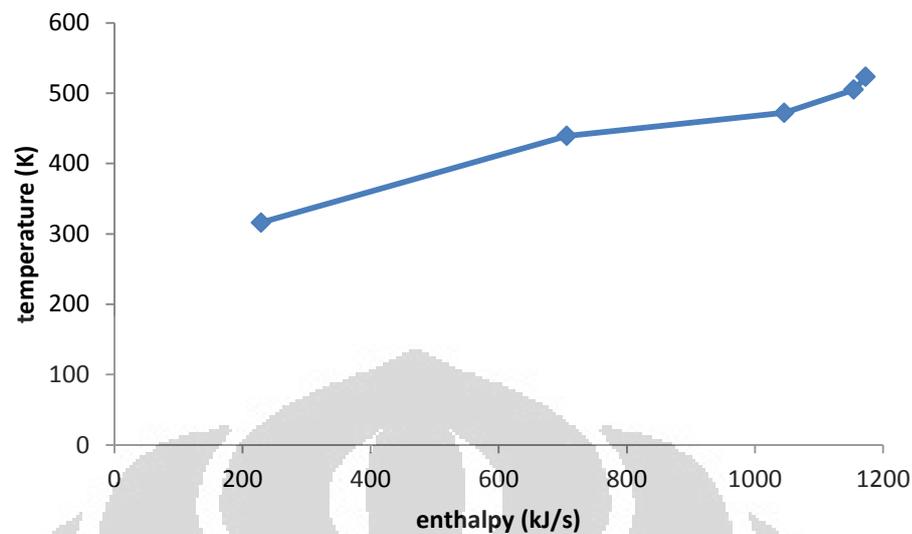
Gambar 4.4 menampilkan grafik yang menggabungkan semua aliran panas pada SRU Superclaus. Terdapat sebanyak 6 aliran panas pada SRU. Aliran panas ini kemudian dispesifikasi berdasarkan per temperatur sehingga bisa dilihat kebutuhan energi setiap pergantian temperatur. Terdapat 7 titik pergantian temperatur. Pada setiap pergantian temperatur akan digabungkan aliran-aliran yang mengalami perubahan temperatur. Bila ada lebih dari satu aliran yang melewati titik pergantian temperature, energi setiap aliran akan dijumlahkan.

Spesifikasi aliran setiap temperatur ditampilkan pada tabel 4.4:

**Tabel 4.3** Spesifikasi Aliran Dingin Setiap Temperatur

T (K)	$\Delta T$ (K)	CP (kJ/sK)	$\Delta H$ (kJ/s)	H (kJ/s)
533,15	0	0	0	1173,32
523,15	10,00	1,86	18,60	1154,72
505,15	18,00	6,03	108,50	1046,21
472,15	33,00	10,30	339,85	706,36
439,15	33,00	14,46	477,12	229,24
315,92	123,23	1,86	229,24	0

Grafik yang menyatukan semua aliran dingin adalah sebagai berikut:

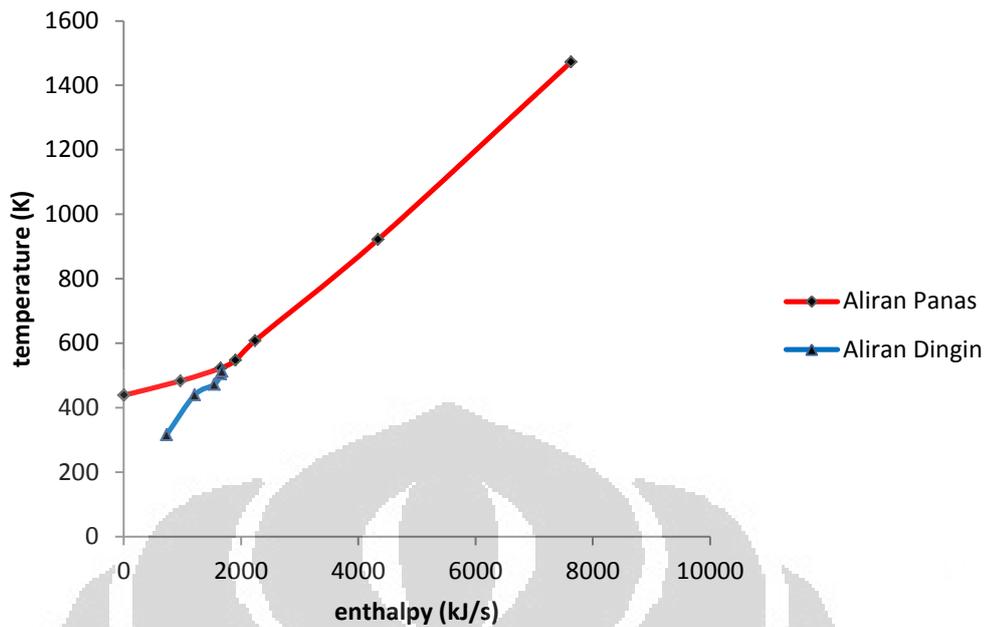


**Gambar 4.5** Grafik Spesifikasi Aliran Dingin

Gambar 4.5 menampilkan grafik yang menggabungkan semua aliran dingin pada SRU Superclaus. Terdapat sebanyak 4 aliran dingin pada SRU. Aliran dingin ini kemudian dispesifikasi berdasarkan per temperatur sehingga bisa dilihat kebutuhan energi setiap pergantian temperatur. Terdapat 5 titik pergantian temperatur. Pada setiap pergantian temperatur akan digabungkan aliran-aliran yang mengalami perubahan temperatur. Bila ada lebih dari satu aliran yang melewati titik pergantian temperature, energi setiap aliran akan dijumlahkan.

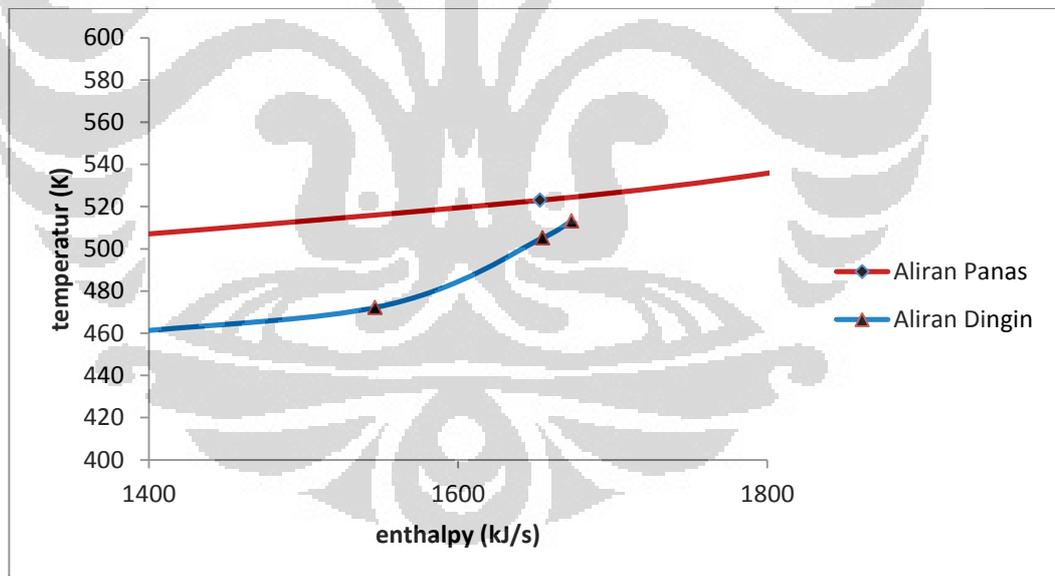
#### 4.5.3 Menentukan Temperatur Pinch

Berdasarkan grafik spesifikasi aliran panas dan aliran dingin, maka bisa ditentukan grafik composite aliran panas dan dingin untuk menentukan temperatur pinch. Temperatur pinch ditentukan setelah proses penggeseran aliran dingin agar aliran panas dan aliran dingin tidak saling bertemu. Grafik hasil penggeseran diperlihatkan dalam tabel 4.6 dan 4.7.



**Gambar 4.6** Grafik Gabungan Aliran Panas - Dingin

Apabila gambar tersebut diperbesar, hasilnya adalah:

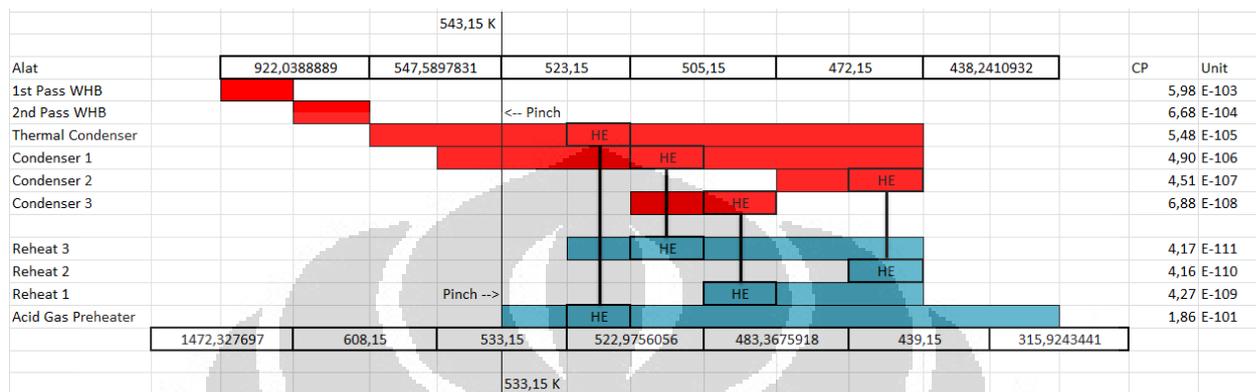


**Gambar 4.7** Grafik Gabungan Aliran Panas - Dingin 2

Gambar 4.6 dan 4.7 merupakan perpaduan aliran panas dan aliran dingin yang terdapat pada gambar 4.4 dan 4.5. Perpaduan dua aliran ini dimaksudkan untuk menentukan temperatur pinch aliran panas dan aliran dingin. Penentuan pinch sebaiknya dipilih titik ujung. Pemilihan pinch adalah batas atas dari aliran

dingin yaitu 533,15 K. Dengan adanya pinch, akan terbentuk dua daerah yaitu below pinch dan above pinch. Dengan adanya dua daerah tersebut maka bisa ditentukan energi yang bisa dipertukarkan antara aliran dingin dan aliran panas.

#### 4.5.4 Desain Pertukaran Energi



**Gambar 4.8** Desain Pertukaran Energi dengan Metode HEN

Temperatur Pinch berada di atas keseluruhan aliran dingin, sehingga semua energi aliran dingin bisa diakomodasi oleh aliran panas. Keuntungannya tidak diperlukan lagi utilitas untuk aliran dingin. Dalam menentukan aliran yang dipertukarkan harus memperhatikan energi yang akan ditukar sehingga didapatkan desain yang paling efisien. Sedangkan aliran panas masih memerlukan energi untuk mendinginkan masing-masing aliran.

Aliran panas untuk alat Thermal Condenser akan dipertukarkan alat Acid Gas Preheater. Desain pertukaran panas ini tidak semuanya berhasil ditukar. Energi aliran dingin adalah 404,12 kJ/s sedangkan aliran panas adalah 926,34 kJ/s. Energi yang ditukarkan sebesar 404,12 kJ/s sehingga masih sisa energi 522,22 kJ/s yang memerlukan medium pendingin. Desain pertukaran ini berlaku untuk semua aliran yang akan dipertukarkan dan ditampilkan pada tabel 4.5.

Karena semua aliran dingin berhasil dipertukarkan, maka berhasil melakukan penghematan energi untuk aliran dingin sebesar 1173,32 kJ/s. Penghematan energi dihitung berdasarkan perbedaan yang terjadi sebelum HEN dengan setelah HEN.

**Tabel 4.4** Daftar Energi yang Dipertukarkan

Aliran Panas		Aliran Dingin	
Pinch	543,15 K	Pinch	533,15 K
Unit	Energi (kJ/s)	Energi (kJ/s)	Unit
E-105	570,06	404,12	E-101
E-106	509,75	350,08	E-111
E-107	199,39	137,27	E-101
E-108	583,16	281,15	E-109

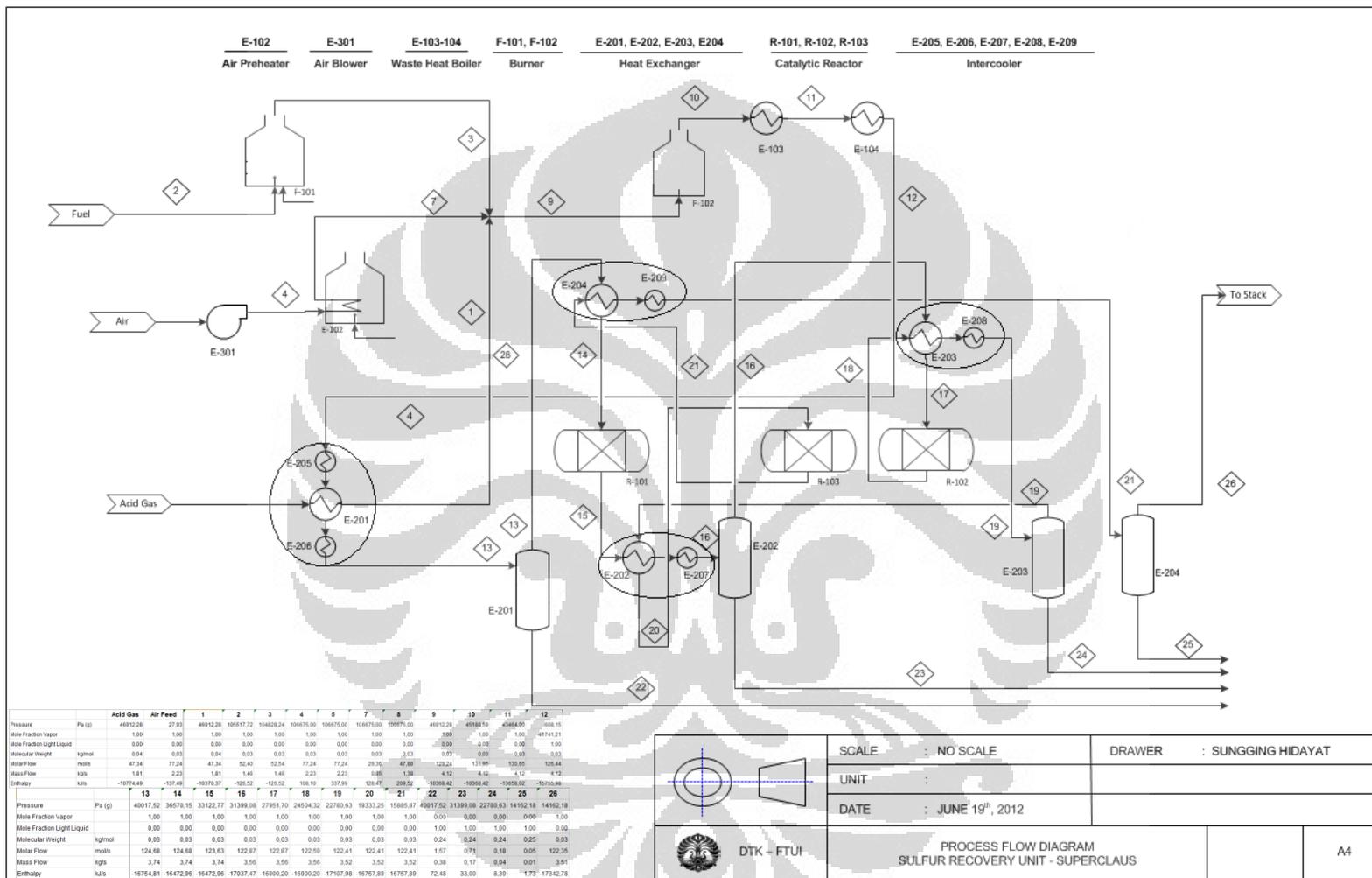
**Tabel 4.5** Hasil Aliran Panas Setelah HEN

Tag-Number	Unit	Energi	Satuan
E-103	1 <sup>st</sup> Waste Heat Boiler	3289,60	kJ/s
E-104	2 <sup>nd</sup> Waste Heat Boiler	2097,96	kJ/s
E-105	Thermal Condenser	522,22	kJ/s
E-106	Condenser 1	181,43	kJ/s
E-107	Condenser 2	62,11	kJ/s
E-108	Condenser 3	301,30	kJ/s
	Total	6454,63	kJ/s

Setelah mengaplikasi HEN, proses untuk SRU ini melakukan penghematan energi untuk aliran panas juga sebesar 1173,32 kJ/s. Sehingga utilitas panas yang diperlukan adalah 6454,63 kJ/s. Besarnya penghematan energi berdasarkan perbedaan kebutuhan utilitas panas dan utilitas dingin sebelum dan sesudah mengaplikasikan konsep HEN.

#### 4.5.5 Penambahan Unit Operasi

Pada sistem operasi terjadi penambahan heat exchanger yaitu pada aliran yang saling dipertukarkan energinya. Selain itu ada penambahan intercooler untuk menurunkan temperatur atau untuk mengakomodasi aliran yang tidak terjangkau oleh HEN.



Gambar 4.9 Perubahan Process Flow Diagram Setelah HEN

#### 4.6 Neraca Massa dan Energi

Neraca massa secara keseluruhan diperlihatkan pada tabel 4.7 dan 4.8

**Tabel 4.6** Neraca Massa SRU Superclaus

<b>Proses Pembakaran</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
Acid Gas	1,8140	10	4,1180
Fuel Gas	0,0724		
Air Feed	2,2316		
<b>Total</b>	<b>4,1180</b>	<b>Total</b>	<b>4,1180</b>
<b>Proses Waste Heat Recovery</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
10	4,1180	12	4,1180
<b>Proses Kondensasi Sulfur</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
12	4,1180	13	3,7365
		Sulfur Drain TC	0,3815
<b>Total</b>		<b>Total</b>	4,1180
15	3,7365	16	3,5628
		Sulfur Drain 1	0,1737
<b>Total</b>		<b>Total</b>	3,7365
18	3,5628	19	3,5186
		Sulfur Drain 2	0,0442
<b>Total</b>		<b>Total</b>	3,5628
21	3,5186	Tail Gas	3,5051
		Sulfur Drain 3	0,0135
<b>Total</b>		<b>Total</b>	3,5186

**Tabel 4.7** Neraca Massa SRU Superclaus (lanjutan)

<b>Proses Reheating</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
13	3,7365	14	3,7365
16	3,5628	17	3,5628
19	3,5186	20	3,5186
<b>Proses Konversi Katalitik</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
14	3,7365	15	3,7365
17	3,5628	18	3,5628
<b>Proses Oksidasi Selektif</b>			
Neraca massa masuk		Neraca massa keluar	
Stream	Kg/s	Stream	Kg/s
20	3,5186	21	3,5186

Neraca Energi untuk SRU ini ditampilkan pada tabel 4.9, tabel 4.10 dan tabel 4.11

**Tabel 4.8** Neraca Energi SRU Superclaus

<b>Proses Pembakaran</b>			
Neraca energi masuk		Neraca keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
Acid Gas	-1,077E+07	10	-1,036E+07
Fuel Gas	-3,360E+05		
Air Feed	-1,374E+05		
<b>Total</b>	<b>-1,036E+7</b>	<b>Total</b>	<b>-1,036E+7</b>

Tabel 4.9 Neraca Energi SRU Superclaus (lanjutan)

<b>Proses Waste Heat Recovery</b>			
Neraca energi masuk		Neraca keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
10	-1,036E+07	12	-1,575E+07
		Q 1st WHB	3,289E+06
		Q 2nd WHB	2,097E+06
<b>Total</b>	<b>-1,036E+07</b>	<b>Total</b>	<b>-1,036E+07</b>
<b>Proses Kondensasi Sulfur</b>			
Neraca energi masuk		Neraca energi keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
12	-1,575E+07	13	-1,675E+07
		Sulfur Drain TC	7,248E+04
		Q Thermal Condenser	9,263E+05
<b>Total</b>	<b>-1,575E+07</b>	<b>Total</b>	<b>-1,575E+07</b>
15	-1,647E+07	16	-1704E+07
		Sulfur Drain 1	3,300E+04
		Q Condenser 1	5,315E+05
<b>Total</b>	<b>-1,647E+07</b>	<b>Total</b>	<b>-1,647E+07</b>
18	-1,690E+07	19	-1,711E+07
		Sulfur Drain 2	8,388E+03
		Q Condenser 2	1,994E+05
<b>Total</b>	<b>-1,690E+07</b>	<b>Total</b>	<b>-1,690E+07</b>
21	-1,676E+07	Tail Gas	-1,734E+07
		Sulfur Drain 3	1,733E+03
		Q Condenser 3	5,831E+05
<b>Total</b>	<b>-1,676E+07</b>	<b>Total</b>	<b>-1,676E+07</b>

**Tabel 4.10** Neraca Energi SRU Superclaus (lanjutan)

<b>Proses Reheating</b>			
Neraca energi masuk		Neraca energi keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
13	-1,675E+07	14	-1,647E+07
Q Reheat 1	2,818E+05		
<b>Total</b>	-1,647E+07	<b>Total</b>	-1,647E+07
16	-1,704E+07	17	-1,690E+07
Q reheat 2	1,373E+05		
<b>Total</b>	-1,690E+07	<b>Total</b>	-1,690E+07
19	-1,711E+07	20	-1,676E+07
Q reheat 3	3,500E+05		
<b>Total</b>	-1,676E+07	<b>Total</b>	-1,676E+07
<b>Proses Konversi Katalitik</b>			
Neraca energi masuk		Neraca energi keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
14	-1,647E+07	15	-1,647E+07
17	-1,690E+07	18	-1,690E+07
<b>Proses Oksidasi Selektif</b>			
Neraca energi masuk		Neraca energi keluar	
Stream	Entalphy (J/s)	Stream	Entalphy (J/s)
20	-1,676E+07	21	-1,676E+07

#### 4.7 Produk Hasil SRU

Produk utama hasil keluaran SRU metode superclaus ini adalah sulfur cair dengan kemurnian mencapai 99,9%. Kapasitas produksi sulfur mencapai 52,96 ton per hari. Spesifikasi produk adalah ditampilkan pada tabel 4.12

**Tabel 4.11** Spesifikasi Produk Utama Hasil SRU

	Satuan	
Temperatur	K	438,24
Tekanan	kPa	105,16
Mass Flow	kg/s	0,61
Enthalpy	J/s	115609
Komposisi		
H <sub>2</sub> S	%	0,029
Sulfur dioksida	%	0,0000407
S <sub>1</sub>	%	0
S <sub>2</sub>	%	0,023
S <sub>3</sub>	%	0,002
S <sub>4</sub>	%	0,002
S <sub>5</sub>	%	0,352
S <sub>6</sub>	%	15,280
S <sub>7</sub>	%	7,919
S <sub>8</sub>	%	76,392

Produk utama untuk SRU ada sulfur, sedangkan produk sampingnya adalah gas buang yang akan dibuang langsung ke lingkungan. Karena gas buang masih mengandung H<sub>2</sub>S, perlu dilakukan *treatment* lanjutan menggunakan incinerator dan stack agar tidak meracuni lingkungan. Gas H<sub>2</sub>S akan dibakar bersama udara dengan bantuan fuel sehingga komposisi H<sub>2</sub>S di gas buang ditekan hingga 0 ppm. Incinerator merupakan alat yang digunakan untuk membantu pembakaran gas H<sub>2</sub>S dengan udara bersama fuel. Stack, berbentuk seperti cerobong, berfungsi untuk menurunkan temperatur dan tekanan gas buang sehingga akan sesuai dengan kondisi lingkungan. Tinggi stack yang diperlukan adalah 32 meter dengan diameter stack adalah 1,5 m.

**Tabel 4.12** Spesifikasi Gas Buang SRU

	Satuan	
Temperatur	K	303
Tekanan	kPa	101
Laju alir	m <sup>3</sup> /s	15,06
Komposisi		
H <sub>2</sub> S		0
Sulfur dioksida		0,0039
Air		0,21
Oksigen		0,018
Nitrogen		0,58
Karbon dioksida		0,17

#### 4.8 Spesifikasi Peralatan Proses

Spesifikasi peralatan proses merupakan salah satu aspek utama yang diperlukan untuk menghitung nilai biaya. Peralatan akan memiliki harga yang spesifik, artinya akan berbeda dengan peralatan yang lain. Sehingga hal tersebut akan mempengaruhi secara langsung biaya modal ataupun biaya operasional sebuah unit.

Pada perancangan sulfur recovery unit ini, spesifikasi peralatan dibagi menjadi 4 peralatan, yaitu Heat Exchanger, Main Burner, Reaktor katalitik, dan Air Blower.

##### 4.8.1 Heat Exchanger (HE)

Heat exchanger merupakan alat yang berfungsi untuk menukarkan panas. Pada SRU ini dipilih heat exchanger jenis shell and tube. Jenis shell and tube paling umum digunakan dan dapat digunakan untuk semua aliran dan luar area pertukaran panas yang besar. Aliran didalamnya ditentukan adalah *counter current* (berlawanan arah) karena memiliki gradien temperatur yang lebih besar daripada aliran *co-current* (aliran searah). Pada HE akan terjadi penurunan tekanan karena adanya gesekan antara fluida yang mengalir dengan dinding tube

atau shell. Pada SRU ini penurunan tekanan cukup kecil karena alirannya yang besar.

Pemilihan material HE juga harus tepat dengan melihat kondisi yang ada. Fluida yang mengalir melalui shell dan tube merupakan fluida yang cukup korosif sehingga diperlukan material yang kuat agar masa pakai alat lebih lama.

Spesifikasi HE ditampilkan pada tabel 4.13. Spesifikasi Heat Exchanger (Intercooler) yang lain ditampilkan pada Lampiran A – Spesifikasi Alat.

**Tabel 4.13** Spesifikasi Heat Exchanger

Tag-Number	Alat	Jumlah	Spesifikasi		Satuan	Harga (USD)
E-201	Heat Exchanger	1	Panjang Tube	3	m	85.091,49
			Diameter Shell	1,28	m	
			Jumlah tube	306		
			Heat transfer Area	144,02	m <sup>2</sup>	
E-202	Heat Exchanger	1	Panjang Tube	3	m	89.123,86
			Diameter Shell	1,35	m	
			Jumlah tube	332		
			Heat transfer Area	125,23	m <sup>2</sup>	
E-203	Heat Exchanger	1	Panjang Tube	4	m	110.339,24
			Diameter Shell	1,38	m	
			Jumlah tube	352		
			Heat transfer Area	220,47	m <sup>2</sup>	
E-203	Heat Exchanger	1	Panjang Tube	4	m	102.756,66
			Diameter Shell	1,3	m	
			Jumlah tube	315		
			Heat transfer Area	197,51	m <sup>2</sup>	

#### 4.8.2 Main Burner

Main burner merupakan alat yang dipakai untuk membakar acid gas dengan udara yang dibantu oleh fuel agar pembakaran berlangsung lebih stabil. Hasil pembakaran ini adalah terbentuknya gas SO<sub>2</sub> dan sedikit sulfur. Perhitungan

dimensi untuk main burner menggunakan HYSYS. Spesifikasi main burner ditampilkan pada tabel 4.14.

**Tabel 4.14** Spesifikasi Main Burner

Tag-Number	Alat	Jumlah	Spesifikasi		Satuan	Harga (USD)
F-102	Main Burner	1	Volume	4	m <sup>3</sup>	564.287,12
			Diameter	1,50	m	
			Panjang	2,25	m	

#### 4.8.3 Reaktor Katalitik

Reaktor katalitik berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi. Reaktor pertama dan kedua melangsungkan terjadinya reaksi Claus sedangkan reaktor ketiga melangsungkan terjadinya reaksi Superclaus. Perhitungan reaktor ini memanfaatkan software Polymath. Karena ketiadaan data kinetik untuk reaktor superclaus, maka ukuran untuk reaktor superclaus disamakan dengan reaktor claus (Scheel, 2012). Spesifikasi peralatan konverter katalitik ditampilkan pada tabel 4.15.

#### 4.8.4 Air Blower

Air blower berfungsi untuk mengalirkan udara yang akan dipakai untuk proses pembakaran. Spesifikasi air blower didapatkan dari hasil simulasi ProMax. Spesifikasi peralatan air blower ditampilkan pada tabel 4.16.

#### 4.8.5 Incinerator

Incinerator berfungsi untuk mengakomodasi tail gas agar tidak mencemari lingkungan. Mekanismenya adalah melakukan proses pembakaran dengan fuel dan udara sehingga komposisi H<sub>2</sub>S pada gas buang menjadi sesuai dengan ambang batas lingkungan. Berdasarkan hasil simulasi, gas buang keluaran incinerator mencapai 0 ppm. Spesifikasi incinerator ditampilkan pada tabel 4.17.

**Tabel 4.15** Spesifikasi Konverter Katalitik

Tag-Number	Alat	Jumlah	Spesifikasi		Satuan	Harga (USD)
R-101	Konverter Katalitik	1	Konversi	71	%	731.059,20
			Massa katalis	1.957	Kg	
			Volume katalis	2,79	m <sup>3</sup>	
			Volume Reaktor	4,30	m <sup>3</sup>	
			Diameter	1,27	m	
			Panjang	3,40	m	
R-102	Konverter Katalitik	1	Konversi	68	%	938.214,97
			Massa katalis	2.840	Kg	
			Volume katalis	4,05	m <sup>3</sup>	
			Volume Reaktor	6,24	m <sup>3</sup>	
			Diameter	1,26	m	
			Panjang	5,02	m	
R-103	Konverter Katalitik	1	Massa katalis	2.509	Kg	938.214,97
			Volume katalis	3,75	m <sup>3</sup>	
			Volume Reaktor	6,24	m <sup>3</sup>	
			Diameter	1,26	m	
			Panjang	5,02	m	

**Tabel 4.16** Spesifikasi Air Blower

Tag-Number	Alat	Jumlah	Spesifikasi		Satuan	Harga (USD)
P-301	Air Blower	1	Polytrophic Efficiency	65	%	39.579,51
			Polytrophic Head	7.294,02	m	
			Adiabatic Head	6.889,10	m	
			Duty	245,58	kW	

Tabel 4.17 Spesifikasi Incinerator

Tag-Number	Alat	Jumlah	Spesifikasi		Satuan	Harga (USD)
F-201	Incinerator	1	Volume required	8	m <sup>3</sup>	384,528,61
			Diameter	1,8	m	
			Tinggi	3,5	m	

#### 4.9 Perhitungan *Capital Expenditure* (Biaya Modal)

Biaya modal merupakan aspek penting yang patut untuk dipertimbangkan dalam melaksanakan investasi. Biaya modal dikeluarkan pada saat unit sedang dibangun. Untuk menghitung biaya modal dan biaya operasional, ada beberapa basis perhitungan, antara lain:

- Kurs rupiah terhadap dollar Amerika diasumsikan 1 USD = Rp. 9.500,00
- Dalam 1 tahun, pabrik beroperasi selama 300 hari, 24 jam per hari.

##### 4.9.1 *Total Capital Investment*

Perhitungan biaya modal menggunakan metode Guthrie berdasarkan Buku *Product and Process Design Principles* (Seider, 2003). Dengan memperhitungkan faktor desain ( $F_D$ ), faktor tekanan ( $F_P$ ), dan faktor bahan ( $F_M$ ). Harga alat yang telah dihitung akan dikonversikan menggunakan *Cost Index* ke tahun 2014, sesuai dengan tahun unit ini akan dibangun.

$$C_{TCI} = C_{TPI} + C_{WC}$$

$$= C_{TBM} + C_{site} + C_{building} + C_{offsite\ facilities} + C_{contingency} + C_{contractor\ fee} + C_{WC} \quad (4.5)$$

dimana :  $C_{TCI}$  = *Total Capital Investment*

$C_{TBM}$  = *Total Bare Modul Cost*, biaya pembelian alat

$C_{site}$  = Biaya lahan dan pengembangannya

$C_{buildings}$  = Biaya pendirian bangunan

$C_{offsite}$  = Biaya pendirian fasilitas penunjang pabrik, seperti gedung perkantoran.

$C_{contingency}$  = Biaya tak terduga

$C_{contractor}$  = Biaya kontraktor

$C_{WC}$  = *Working capital cost* (modal awalan).

#### 4.9.2 Total Biaya Pembelian Alat ( $C_{TBM}$ )

*Total bare modul cost* dapat dihitung dengan menjumlah semua biaya *bare-modul* ( $C_{BM}$ ) dari masing-masing alat. Adapun persamaan untuk menghitung  $C_{BM}$  :

$$C_{BM} = C_P \left( \frac{I}{I_b} \right) [F_{BM} + (F_d F_p F_m - 1)] \quad (4.6)$$

dimana:  $C_P$  = *Purchase Cost*, biaya per alat yang dengan instalasi pemasangannya.

$F_{BM}$  = faktor bare modul

$F_d$  = faktor design alat

$F_p$  = faktor tekanan

$F_m$  = faktor material

Karena rencana pabrik akan mulai di bangun tahun 2014, maka untuk mengoreksi harga digunakan cost index dengan basis pembelian tahun 2014, dimana nilai *cost index*(I) pada juni 2014 = 684 (berdasarkan perhitungan regresi).

Biaya total untuk setiap peralatan dapat dilihat pada tabel 4.18. Berdasarkan perhitungan biaya pembelian alat, maka diperoleh total harga peralatan untuk *Sulfur Recovery Unit* metode Superclaus adalah sebesar Rp.45.355.700.000. atau 4.774.274,82 USD.

#### 4.9.3 Perhitungan $C_{site}$

Biaya lahan berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 10% - 20% dari total  $C_{BM}$ .

#### 4.9.4 Perhitungan $C_{building}$

Biaya bangunan berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 10% dari total  $C_{BM}$

#### 4.9.5 Perhitungan $C_{offsite\ facilities}$

Biaya fasilitas penunjang seperti unit utilitas, unit pengolahan air, penerimaan barang, pengiriman barang dan lainnya, berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 5% dari total  $C_{BM}$ .

**Tabel 4.18** Biaya Pembelian Alat

Tag-Number	Nama Alat	Harga (USD)	Harga (IDR)
E-201	Heat Exchanger	85.091,49	808.400.000
E-202	Heat Exchanger	89.123,86	846.700.000
E-203	Heat Exchanger	110.339,24	1.048.300.000
E-204	Heat Exchanger	102.756,66	976.200.000
E-103	1 <sup>st</sup> Waste Heat Boiler	44.008,16	418.100.000
E-104	2 <sup>nd</sup> Waste Heat Boiler	45.672,63	433.900.000
E-205	Intercooler	42.449,37	403.300.000
E-206	Intercooler	41.920,97	398.300.000
E-207	Intercooler	41.653,46	395.800.000
E-208	Intercooler	39.450,68	374.800.000
E-209	Intercooler	45.616,49	433.400.000
R-101	Konverter katalitik 1	731.059,20	6.945.100.000
R-102	Konverter katalitik 2	938.214,97	8.913.100.000
R-103	Konverter katalitik 3	938.214,97	8.913.100.000
E-102	Air Preheater	99.702,10	947.200.000
F-101	Fuel Gas Preburner	149.375,01	1.419.100.000
F-102	Main Burner	564.287,12	5.360.800.000
P-301	Air Blower	39.579,51	376.100.000
F-201	Incinerator	384.528,61	3.653.100.000
	Stack	115.838,57	1.100.500.000
<b>Total</b>		<b>4.648.883,07</b>	<b>44.165.000.000</b>

#### 4.9.6 Perhitungan $C_{contingency}$

Biaya tak terduga berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 15% dari total  $C_{BM}$ .

#### 4.9.7 Perhitungan $C_{contractor}$

Biaya kontraktor berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 3% dari total  $C_{BM}$ .

#### 4.9.8 Perhitungan $C_{wc}$

Biaya modal awalan merupakan modal kerja yang dibutuhkan saat awal proses produksi. Besar biaya modal awalan berdasarkan buku Seider untuk metode Guthrie adalah sebesar 17,6% dari total  $C_{TBM}$ .

#### 4.9.9 Perhitungan Biaya Initial

Biaya initial adalah biaya katalis yang diperlukan ketika pabrik baru beroperasi.

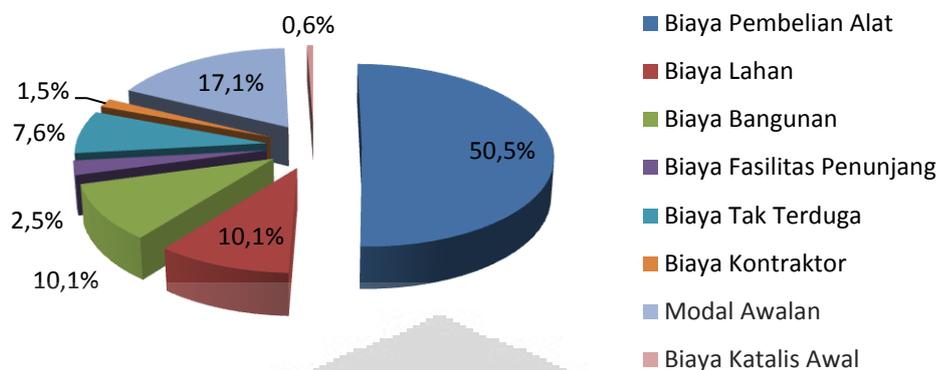
#### 4.9.10 Keseluruhan Biaya Modal

Besar biaya modal (*Capital Expenditure*) adalah jumlah dari harga semua investasi dengan working capital dan harga katalis untuk initial cost ditampilkan pada tabel 4.19.

**Tabel 4.19** Perhitungan Biaya Modal Keseluruhan

Aspek	Fraksi	Biaya
Biaya Pembelian Alat		44.165.000.000
Biaya Lahan	0,20	8.833.000.000
Biaya Bangunan	0,20	8.833.000.000
Biaya Fasilitas Penunjang	0,05	2.208.300.000
Biaya Tak Terduga	0,15	6.624.800.000
Biaya Kontraktor	0,03	1.325.000.000
Biaya Modal Awalan	0,176	14.950.700.000
Biaya Katalis Awal		503.600.000
<b>Total <i>Capital Expenditure</i></b>		<b>101.438.000.000</b>

Total *Capital Expenditure* adalah **Rp.101.438.000.000** atau **10.677.684 USD**. Persentase yang menunjukkan persebaran biaya modal ditampilkan pada gambar 4.10.



Gambar 4.10 Persentase Biaya Modal

#### 4.10 Biaya Operasional

Biaya operasi adalah biaya-biaya yang dikeluarkan selama pabrik beroperasi seperti biaya bahan, tenaga kerja, biaya operasional, asuransi, depresiasi, distribusi dan pemasaran serta administrasi.

##### 4.10.1 Biaya Bahan Baku

Bahan baku SRU ini adalah *Acid Gas*. *Acid gas* untuk SRU ini didapatkan dari unit sebelumnya, yaitu unit *CO<sub>2</sub> removal*. Jadi tidak ada biaya yang dikeluarkan untuk pembelian bahan baku.

##### 4.10.2 Biaya Tenaga Kerja Langsung

Karena dalam skripsi ini hanya dibatasi satu unit, maka perhitungan biaya untuk tenaga kerja juga untuk satu unit. Tenaga kerja langsung terdiri dari:

1. Field Super Intendent, minimal lulusan S1 dan berpengalaman 8 tahun. Perkerjaan ini bertugas untuk mengontrol dan bertanggung jawab terhadap keseluruhan area pabrik.
2. Senior Operator, minimal lulusan S1 dan berpengalaman 4 tahun. Perkerjaan ini bekerja untuk mengawasi dan bertanggungjawab terhadap keseluruhan pekerja operator.
3. Operator di pabrik ini terdiri dari :

- a. Electrical
- b. Control
- c. Instrumen
- d. Safety
- e. Mekanikal
- f. Corrosion and inspection

Para perkerja ini minimal lulusan S1. Mereka bertugas untuk mengawasi proses produksi dan bertanggungjawab pada bagian masing-masing.

Tenaga kerja langsung disesuaikan dengan kapasitas produksi serta struktur organisasi yang terbentuk. Upah yang diberikan kepada tenaga kerja harus melewati batas upah minimum regional (UMR) di lapangan gas alam “Z”. Nilai UMR tersebut pada tahun 2012 sebesar Rp.855.500,00 sesuai dengan Keputusan Gubernur Propinsi daerah “Z” Nomor 561.4/73/2011.

Biaya tenaga kerja langsung terdiri atas biaya tetap dan variabel. Biaya tetap adalah biaya yang nilainya tetap sepanjang tahun, telah memiliki patokan harga yang tetap untuk setiap detail penjelasan biaya tenaga kerja yang terlibat.

Pembagian jadwal kerja dilakukan setiap 12 jam berarti dalam sehari terdapat 2 shift kerja. Kemudian waktu kerja dilakukan dalam 7 hari dan untuk libur selama 7 hari juga. Jadi dalam sebulan terdapat 4 shift. Rincian untuk pengeluaran karena gaji tenaga kerja langsung dapat dilihat pada tabel 4.20.

Tabel 4.20 Rincian Biaya Tenaga Kerja Langsung

Kualifikasi	Shift	Jumlah	Upah Tenaga Kerja	Upah Tenaga Kerja	Total biaya/tahun
			(rupiah/bulan)	(rupiah/bulan)	(rupiah/bulan)
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
Machinery	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</b>		<b>56</b>			<b>3.312.000.000</b>

Biaya variabel tenaga kerja langsung 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. Perincian biaya tetap dan biaya variabel untuk biaya tenaga kerja langsung ditampilkan pada tabel 4.21.

**Tabel 4.21** Rincian Biaya Tetap dan Biaya Variabel Tenaga Kerja Langsung

<b>Biaya Tenaga Kerja Langsung</b>	<b>Biaya (Rp/tahun)</b>
Biaya Tetap	3.312.000.000
Biaya Variabel	662.400.000
<b>Total</b>	<b>3.974.400.000</b>

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

Biaya tetap pabrik atau FOH tidak terpengaruh dengan perubahan laju produksi. Biaya tetap pabrik merupakan biaya selain biaya bahan baku dan tenaga kerja langsung. Biaya tetap pabrik meliputi biaya utilitas, biaya katalis, asuransi dan biaya perawatan.

##### 4.10.3.1 Biaya Utilitas

Biaya Utilitas yang digunakan untuk SRU ini adalah biaya untuk air, listrik, fuel dan biaya untuk katalis. Air digunakan sebagai media pendingin untuk *heat exchanger*. *Fuel* digunakan memanaskan udara di Air Preheater dan pasokan ke Main Burner. Fuel yang dimanfaatkan metana murni. Listrik digunakan untuk air blower, dan katalis diperlukan dalam operasional reaktor.

##### a. Biaya Air

Air digunakan sebagai medium pendingin untuk intercooler. Sumber air adalah PDAM setempat dengan harga air untuk industri adalah Rp.1.986 per m<sup>3</sup>. Biaya yang harus dikeluarkan untuk kebutuhan air ditampilkan pada tabel 4.22.

Tabel 4.22 Biaya Kebutuhan Air per Tahun

Tag-Number	Peralatan	Kebutuhan Air (m <sup>3</sup> /tahun)	Biaya (rupiah/tahun)	Sumber
E-103	1 <sup>st</sup> Waste Heat Boiler	319.818	635.200.000	PDAM
E-104	2 <sup>nd</sup> Waste Heat Boiler	280.935	558.000.000	
E-105	Thermal Condenser	50.771	100.900.000	
E-106	Condenser 1	17.639	35.100.000	
E-107	Condenser 2	6.039	12.000.000	
E-208	Condenser 3	29.293	58.200.000	
<b>Total</b>		<b>704.495</b>	<b>1.399.400.000</b>	

## b. Biaya Fuel

Fuel dibutuhkan sebagai utilitas untuk proses pembakaran. Fuel gas dibutuhkan untuk main burner, air preheater, dan incinerator. Harga fuel gas adalah 89,12 USD/1000 m<sup>3</sup>. Biaya operasional untuk kebutuhan fuel ditampilkan pada tabel 4.23.

Tabel 4.23 Kebutuhan Fuel SRU

Tag-Number	Peralatan	Kebutuhan Fuel (m <sup>3</sup> /tahun)	Biaya
F-102	Main Burner	1.432.925	1.213.200.000
E-103	Air Preheater	87.447	74.100.000
F-201	Incinerator	1.537.223	1.301.500.000
<b>Total</b>			<b>2.588.800.000</b>

## c. Biaya Listrik

Listrik untuk mengakomodasi air blower. Kebutuhan listriknya adalah 246 kWh. Dengan harga listrik untuk industri Rp735/kWh maka biaya listrik adalah **Rp.1.494. 600.000** per tahun.

$$\begin{aligned} & \text{Sehingga jumlah biaya utilitas keseluruhan adalah} \\ & = 1.399.400.000 + 2.588.800.000 + 1.494.600.000 \\ & = \mathbf{5.482.800.000} \end{aligned}$$

#### 4.10.3.2 Biaya Katalis

Katalis dibutuhkan sebagai pendukung reaksi pada reaktor/konverter. Konverter 1 dan konverter 2 membutuhkan katalis alumina, sedangkan reaktor ketiga membutuhkan katalis silika. Harga katalis alumina berada pada kisaran 10 USD per kg dan katalis silika 2 USD/kg. Perhitungan biaya katalis ditampilkan pada tabel 4.24.

**Tabel 4.24** Biaya Katalis

Tag-Number	Peralatan	Kebutuhan Katalis (kg)	Biaya	Sumber
R-101	Konverter 1	1957,03	186.000.000	Pingxiang Pangtai Industrial
R-102	Konverter 2	2840,23	269.900.000	
R-103	Konverter 3	2509,39	47.700.000	Pingxiang Xingfeng Chemical Packing
	<b>Total</b>		<b>503.600.000</b>	

Masa aktif katalis adalah 5 tahun, maka untuk biaya operasional harga katalis akan disamakan menjadi per tahun. Sehingga biaya operasional per tahun adalah Rp.100.800.000.

#### 4.10.3.3 Biaya Asuransi

Estimasi dari Biaya Asuransi adalah :

- Biaya Asuransi Kesehatan dan Keselamatan Kerja = 1% dari gaji pegawai
- Biaya asuransi ini sudah melebihi kebijakan asuransi Jamsostek. Premi Jaminan Kecelakaan Kerja dan premi Jaminan Kematian dibayar oleh pemberi kerja dengan jumlah masing-masing 0,50% dan 0,30% dari gaji (Peraturan Dirjen Nomor PER-15/PJ/2006).
- Biaya Asuransi Alat Plant = 3% dari harga alat
- Biaya Asuransi Bangunan = 3% dari biaya konstruksi bangunan

Biaya asuransi ditampilkan pada tabel 4.25.

Tabel 4.25 Biaya Asuransi

Jenis Asuransi	Persentase	Sumber	Biaya (Rp)	Biaya Asuransi (Rp)
Biaya asuransi keselamatan dan kesehatan kerja	1%	Gaji pegawai	3.974.400.000	39.800.000
Biaya asuransi alat-alat pabrik	3%	Harga alat	44.165.000.000	1.325.000.000
Biaya asuransi bangunan	3%	Harga bangunan	8.833.000.000	265.000.000
<b>Total</b>				<b>1.629.800.000</b>

#### 4.10.3.4 Biaya Perawatan Periodik Alat

Biaya perawatan ini meliputi biaya pemeliharaan alat ataupun biaya peremajaan alat. Biaya perawatan ini biasanya sebesar 10% dari harga peralatan. Dengan demikian biaya perawatan alat dapat dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya perawatan alat} &= 10\% \times \text{harga peralatan} \\
 &= 0,1 \times 44.165.000.000 \\
 &= 4.416.500.000
 \end{aligned}$$

Biaya tetap pabrik ditampilkan pada tabel 4.28

Tabel 4.26 Biaya Tetap Pabrik

FOH	Biaya (Rupiah/tahun)
Utilitas	5.482.800.000
Katalis	100.800.000
Asuransi	1.629.800.000
Perawatan periodik	4.416.500.000
<b>Total FOH</b>	<b>11.629.900.000</b>

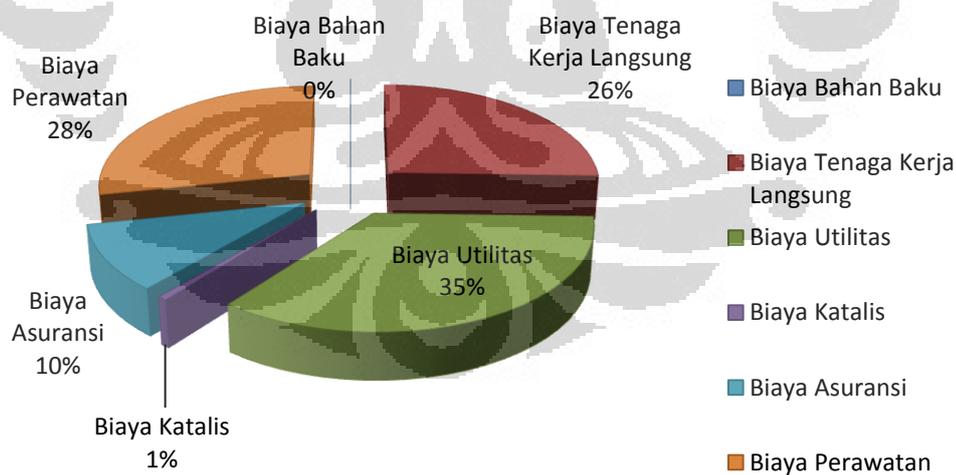
#### 4.10.4 Keseluruhan Biaya Operasional

Berdasarkan semua biaya yang telah dihitung, maka biaya operasional tahunan ditunjukkan oleh tabel 4.27.

**Tabel 4.27** Akumulasi Biaya Operasional

Komponen	Biaya (rupiah/tahun)
Biaya Bahan Baku	0
Biaya Tenaga Kerja Langsung	3.974.400.000
Biaya Utilitas	5.482.800.000
Biaya Katalis	100.800.000
Biaya Asuransi	1.629.800.000
Biaya Perawatan Periodik Alat	4.416.500.000
<b>Total Biaya Operasional</b>	<b>15.604.300.000</b>

Jadi, total biaya operasional SRU Superclaus adalah **Rp.15.604.300.000 per tahun** atau **1.642.558 USD per tahun**. Persebaran besarnya biaya operasional ditampilkan pada gambar 4.11.



**Gambar 4.11** Persentase Biaya Operasional

## BAB 5 KESIMPULAN

### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan perancangan dan perhitungan Capex dan Opex untuk Sulfur Recovery Unit (SRU), maka didapatkan kesimpulan:

1. Kadar H<sub>2</sub>S pada gas buang hasil SRU metode Superclaus di Lapangan gas alam “Z” dapat dikurangi hingga **0 ppm**.
2. Produksi sulfur mencapai 52,96 ton per hari dengan kemurnian sulfur 99,97%, dengan komposisi terbanyak dipegang oleh S<sub>8</sub> sebesar 76,4%.
3. Hasil dari perhitungan biaya modal untuk SRU metode Superclaus adalah sebesar **Rp.101.438.000.000** atau **10.677.684 USD**.
4. Hasil dari perhitungan biaya operasional untuk SRU metode Superclaus adalah sebesar **Rp.15.604.300.000 per tahun** atau **1.642.558 USD per tahun**.
5. Berdasarkan perbedaan hasil sebelum dan sesudah mengaplikasikan Heat Exchanger Network, berhasil dilakukan penghematan energi baik untuk aliran dingin dan aliran panas sebesar 1173,32 kJ/s.

### 5.2 Saran

Karena kandungan hidrogen sulfida di Blok Cepu cukup besar, maka SRU metode Superclaus perlu dibangun supaya kandungan hidrogen sulfida menuju batas minimum. Agar tingkat sulfur recovery lebih tinggi, perlu adanya penambahan udara dengan *excess* oksigen sebelum reaktor ketiga karena oksigen habis oleh proses pembakaran tetapi harus memperhitungkan kembali perhitungan ekonomi.

## DAFTAR PUSTAKA

- Abedini, R., Salooki, M. Koolivand., & Ghasemian, S. (2010). Modeling and Simulation of Condensed Sulfur in Catalytic Beds of Claus Process: Rapid Estimation. *Journal of Engineering and Technology*. Chemical Engineering Research Bulletin, 110-114.
- American Petroleum Institutes RP-55. (1983). *Recommended Practices For Oil And Gas Producing And Gas Processing Plant Operation Involving Hydrogen Sulfide*. API – USA.
- Perkembangan Industri Gas Alam di Indonesia*. (n.d). Februari 24, 2010.  
<http://www.datacon.co.id/Gasalam2010hal1.html>
- Sulfur recovery* (n.d) Februari 27, 2010. <http://repository.ui.ac.id>
- Apodaca, Lori E. (Januari 2011). *Sulfur Production Report*. United States Geological Survey, Mineral Comodity Summaries. Juni 15, 2012.  
<http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/commodity/sulfur/mcs-2011-sulfu.pdf>
- Ariadji, Tutuka. & Cita, Fikar. (2010). Studi Sensitivitas Konsentrasi larutan Methyldiethanolamine untuk Proses Penghilangan Gas Pengotor Hidrogen Sulfida dan Pengolahan Limbah Sulfur pada Lapangan Gas X. *Tugas Akhir*. Istitut Teknologi Bandung.
- Cline, Cameron., Hoksberg, Alie., Abry Ray., Janssen, Albert., (2003) Biological Process for H<sub>2</sub>S Removal from Gas Streams The Shell-Paques/THIOPAQ<sup>TM</sup> Gas Desulfurization Process. *Paper for LRGCC*, 1-18.
- Coprino Sulfur Solutions. (2006). Euroclauss Process. *Hydrocarbon Processing*, 82.
- De Garmo, Paul. (1997). *Ekonomi Teknik*. Ed. 10. Jakarta: PT Prenhallindo.
- Hyne, J.B., (2005). The sulfur bubble, *Hydrocarbon Eng.*, 10 (4) 23.
- Jacobs Coprimo Sulfur Solutions (2004). *Technology Portofolio*. Jacobs Engineering. Leiden, The Netherlands.
- Johnson, J.E. and Hatcher, N.A., Hazards of Molten Sulfur Storage and Handling, Pro-ceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference, Norman, OK, 2003a,109.

- Kementerian Lingkungan Hidup. (1991). Surat Keputusan Menteri Negara Kependudukan dan Lingkungan Hidup No. KEP.03/MENKLH/II/1991.
- Kidnay, Arthur J., & Parrish, William R. (2006). *Fundamental of Natural Gas Processing*. Boca Raton United States of America: Taylor and Francis Group.
- Leppin, D., (2001). Large-scale sulfur recovery, *GasTIPS*, 7, 26.
- Maddox. R.N. (1997). Vol. 4 *Gas and Liquid Sweetening*. Oklahoma: Campbell Petroleum Series.
- Musa, Abdullah R. (2007). Upaya Reduksi Gas H<sub>2</sub>S Pada Kegiatan Hulu Migas dengan Teknologi Redox. *Makalah Ilmiah*. Universitas Jendral Soedirman.
- Nagl, Gary J. (2011). *LO CAT<sup>®</sup> : The Environmentally Friendly Way To Remove Hydrogen Sulfide From Any Gas Stream*.  
<http://www.merichem.com/technologies/LO-CAT/> (15 Juni 2012)
- Phillips 66 Company. (1995, Agustus). *Material Safety Data Sheet Hidrogen Sulfide*. Division of Phillips Petroleum Company. Oklahoma.
- Seider, Warren D., Seader, J.D., & Lewin, Daniel L. (2003). *Product dan Process Design Principles Second Edition*. John Wiley and Sons.
- Scheel, Frank. (2011, February). *Innovative Approach to Sulfur Recovery Unit Emission Reductions*. Paper presented at RTM Conference in Kolkata, India.
- Scheel, Frank. (2012, Juny 8). ASK for Superclaus. Jacobs Coprimo Sulfur Solutions. Juny 9, 2012. [frank.scheel@jacobs.com](mailto:frank.scheel@jacobs.com).
- Supriyono, RA. (1999). *Akuntansi Biaya*. Yogyakarta: BFFE.
- Tathagati, Arini. (Februari 10, 2008). Penyingkiran Sulfur dari Aliran Proses dengan Bio-Desulphurisation, *Warta Pertamina*, 37-38.
- Tangient LLC. *Claus Process*. (n.d). Juny 15, 2012.  
<http://chemengineering.wikispaces.com/Claus+process>
- Towler, Gavin., & Sinnott, Ray. (2008). *Chemical Engineering Design*. California: Elsevier.
- Zamora, M. "Summary Refinery of Sulfur Recovery Projects". (n.d). May 20, 2011. [www.ortloff.com/files/OELRSRPr.pdf](http://www.ortloff.com/files/OELRSRPr.pdf)

## LAMPIRAN A – SPESIFIKASI ALAT

Tabel A.1 Spesifikasi Heat Exchanger (1)

<b>Tag Number</b>	<b>E-201</b>			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran panas thermal condenser dengan aliran dingin acid gas preheater			
<b>Kondisi operasi</b>				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Gas		Gas	
	in	out	In	out
Mass Flow (kg/s)	4,12	4,12	1,81	1,81
Temperatur (K)	543,15	484,43	316	533,15
Material	SA -316		SA -316	
Pressure drop (kPa)	5.313		963	
<b>Spesifikasi Heat Exchanger</b>				
Jenis aliran	Counter Current			
Heat transferred (kJ/s)	404,12		Heat transfer area (m <sup>2</sup> )	144,02
<b>Tube</b>				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	3
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	306
<b>Shell</b>				
D shell (m)	1,28			

Tabel A.2 Spesifikasi Heat Exchanger (2)

<b>Tag Number</b>	<b>E-202</b>			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran panas condenser 1 dengan aliran dingin reheat 3			
<b>Kondisi operasi</b>				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Gas		Gas	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	3,52	3,52	3,74	3,74
Temperatur (K)	439	523,15	548	490,09
Material	SA-316		SA-316	
Pressure drop (kPa)	3.752		1.074	
<b>Spesifikasi Heat Exchanger</b>				
Jenis aliran	Counter current			
Heat transferred (kJ/s)	281,85		Heat transfer area (m <sup>2</sup> )	281,85
<b>Tube</b>				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	3
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	332
<b>Shell</b>				
D shell (m)	1,34			

Tabel A.3 Spesifikasi Heat Exchanger (3)

<b>Tag Number</b>	<b>E-203</b>			
<b>Tipe</b>	Shell and Tube Heat Exchanger			
<b>Fungsi</b>	Menukarkan panas aliran panas condenser 2 dengan aliran dingin reheat 2			
<b>Kondisi operasi</b>				
<b>Unit Data</b>	Shell Side		Tube Side	
<b>Fluid</b>	Gas		Gas	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	3,56	3,56	3,56	3,56
Temperatur (K)	483	452,93	439	472,15
Material	SA-316		SA-316	
Pressure drop (kPa)	5.465		746	
<b>Spesifikasi Heat Exchanger</b>				
<b>Jenis aliran</b>	Counter current			
Heat transferred (kJ/s)	137,27		Heat transfer area (m <sup>2</sup> )	220,47
<b>Tube</b>				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	4
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	352
<b>Shell</b>				
D shell (m)	1,38			

Tabel A.4 Spesifikasi Heat Exchanger (4)

<b>Tag Number</b>	<b>E-204</b>			
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger			
Fungsi	Menukarkan panas aliran panas condenser 3 dengan aliran dingin reheat 1			
<b>Kondisi operasi</b>				
Unit Data	Shell Side		Tube Side	
Fluid	Gas		Gas	
	in	out	in	out
Mass Flow (kg/s)	3,52	3,52	3,74	3,74
Temperatur (K)	523	482,02	439	505,15
Material	SA -316		SA -316	
Pressure drop (kPa)	6.337		1.893	
<b>Spesifikasi Heat Exchanger</b>				
Jenis aliran	Counter current			
Heat transferred (kJ/s)	281,85		Heat transfer area (m <sup>2</sup> )	197,51
<b>Tube</b>				
D out Tube (m)	0,05		panjang tube (m)	4
D in Tube (m)	0,045		jumlah tube	315
<b>Shell</b>				
D shell (m)	1,3			

Tag – Number	E-205	
Jenis Alat	Intercooler Shell and Tube	
Fungsi	Menurunkan aliran panas thermal condenser di atas pinch dengan medium air pendingin	
Spesifikasi		
Jenis aliran	Counter current	
Energi	356,28	kJ/s
Panjang tube	2,5	m
Diameter shell	0,5	m
Jumlah tube	38	
Heat transfer area	14,90	m <sup>2</sup>

Tag – Number	E-206	
Jenis Alat	Intercooler Shell and Tube	
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran panas thermal condenser di bawah pinch dengan medium air pendingin	
Spesifikasi		
Jenis aliran	Counter current	
Energi	165,94	kJ/s
Panjang tube	3	m
Diameter shell	0,5	m
Jumlah tube	43	
Heat transfer area	13,30	m <sup>2</sup>

Tag – Number	E-207	
Jenis Alat	Intercooler Shell and Tube	
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran panas condenser 1 dengan medium air pendingin	
Spesifikasi		
Jenis aliran	Counter current	
Energi	159,67	kJ/s
Panjang tube	2,5	m
Diameter shell	0,5	m
Jumlah tube	40	
Heat transfer area	12,49	m <sup>2</sup>

Tag – Number	E-208	
Jenis Alat	Intercooler Shell and Tube	
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran panas condenser 2 dengan medium pendingin air	
Spesifikasi		
Jenis aliran	Counter current	
Panjang tube	2	m
Diameter shell	0,5	m
Jumlah tube	19	
Heat transfer area	29,08	m <sup>2</sup>

Tag – Number	E-209	
Jenis Alat	Intercooler Shell and Tube	
Fungsi	Menurunkan temperatur aliran panas condenser 3 dengan medium pendingin air	
Spesifikasi		
Jenis aliran	Counter current	
Panjang tube	2,5	m
Diameter shell	0,5	m
Jumlah tube	63	
Heat transfer area	24,49	m <sup>2</sup>

Tag – Number	F-102	
Jenis Alat	Main Burner – Plug Flow Reactor	
Fungsi	Membakar acid gas dengan bantuan fuel dan udara	
Spesifikasi		
Material	Stainless Steel 316	
Volume	2,4	m <sup>3</sup>
Diameter	1	m
Tinggi	3,5	m

Tabel A.5 Spesifikasi Konverter Katalitik

Tag – Number	R-101	
Jenis Alat	Konverter Katalitik – Packed Bed Reactor	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi Claus	
Spesifikasi		
Material	Stainless Steel 316	
Konversi	71	%
Massa katalis (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	1,957	kg
Volume katalis	2,79	m <sup>3</sup>
Volume Reaktor	4,30	m <sup>3</sup>
Diameter	1,27	m
Panjang	3,40	m

Tag – Number	R-102	
Jenis Alat	Konverter Katalitik – Packed Bed Reactor	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi Claus	
Spesifikasi		
Material	Stainless Steel 316	
Konversi	68	%
Massa katalis (Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> )	2840,23	kg
Volume katalis	4,05	m <sup>3</sup>
Volume	6,24	m <sup>3</sup>
Diameter	1,26	m
Tinggi	5,02	m

Tag – Number	R-103	
Jenis Alat	Konverter Katalitik – Packed Bed Reactor	
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi Superclaus	
Spesifikasi		
Material	Stainless Steel 316	
Massa katalis (Si)	2509,39	ton
Volume katalis	3,75	m <sup>3</sup>
Volume reaktor	6,24	m <sup>3</sup>
Diameter	1,26	m
Tinggi	5,02	m

Tabel A.6 Spesifikasi Air Blower

Tag – Number	P-301	
Jenis Alat	Air Blower	
Fungsi	Mengalirkan udara untuk pembakaran	
Spesifikasi		
Material	Carbon Steel	
Polytropic Efficiency	65	%
Polytropic Head	7294,02	m
Adiabatic Head	6889,10	m
Adiabatic Efficiency	0,613916	
Isentropic K	1,39	
Pressure Change	106,65	kPa
Compression Ratio	2,05	
Duty	245,58	kW

## LAMPIRAN B – PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT

### 1) Perhitungan Heat Exchanger

Heat Exchanger (HE) yang digunakan pada SRU ini adalah Shell and Tube Heat Exchanger. Perhitungan HE pada prinsipnya sama untuk setiap HE yang digunakan. Dalam SRU ini digunakan 4 HE dan 5 Intercooler. Langkah untuk menentukan spesifikasi HE adalah

- Menentukan Duty (Q) dan temperature  
Duty adalah energi yang akan dipertukarkan melalui HE.
- Menentukan sifat fisika yang dibutuhkan, seperti: densitas, viskositas, dan konduktivitas termal.
- Menentukan aliran di Shell dan di Tube  
Penentuan aliran di Shell ataupun Tube berdasarkan korosivitas dan tekanan. Aliran dengan tingkat korosivitas tinggi diletakkan di tube. Aliran dengan tekanan tinggi diletakkan di tube.
- Menentukan tipe HE yang digunakan.  
Tipe HE yang digunakan adalah shell and tube dengan jenis alirannya counter current dan one tube passes. Bentuk tubenya adalah square dan tipe baffle-nya square.
- Menentukan nilai U  
Nilai U (overall heat transfer coefficient) berdasarkan tabel 16.1 Buku Towler and Sinnott, 2008.
- Menghitung LMTD ( $\Delta T_{lm}$ )  
$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$
- Menghitung heat transfer area ( $A_o$ )  
$$A_o = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_{lm}}$$
- Menentukan HE layout  
Heat Exchanger Layout diantaranya adalah: diameter out of tube, ketebalan tube, diameter in of tube, jumlah tube, panjang tube, dan diameter shell.

## 2) Perhitungan Konverter 1

Reaktor yang digunakan pada SRU ini adalah Packed Bed Reactor. Perhitungan reaktor katalitik ditujukan untuk mendapatkan massa katalis yang digunakan. Setelah itu didapatkan volume dari reaktor yang akan digunakan. Perhitungan massa katalis menggunakan software Polymath dengan data kinetik yang didapatkan dari jurnal.

$$r = K_1(T)(RT)^{1.25} C_{H_2S} C_{SO_2}^{0.25} - K_2(T)(RT) C_{H_2O}$$

$$K_1 = K_{10} \exp\left(-\frac{E_1}{RT}\right)$$

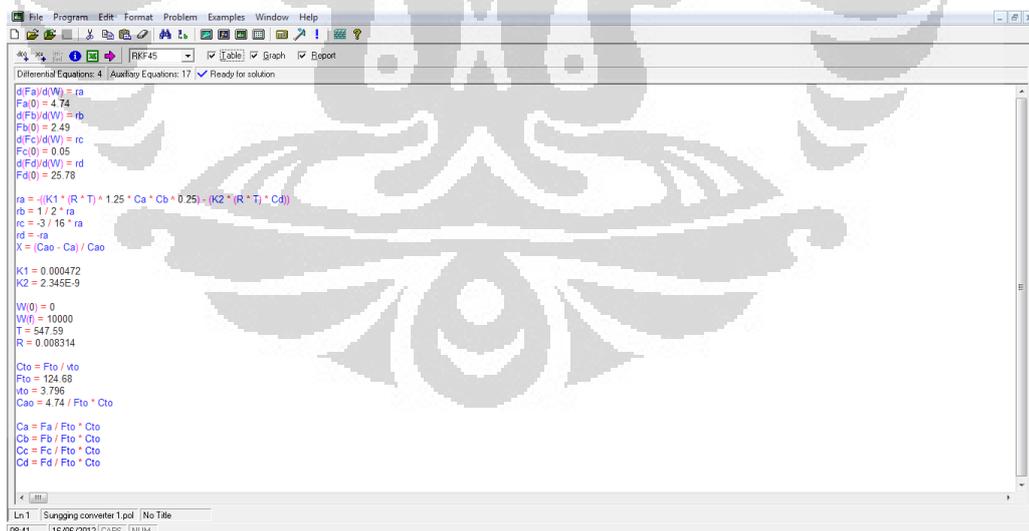
$$K_2 = K_{20} \exp\left(-\frac{E_2}{RT}\right)$$

Dengan data  $K_{10} = 15762 \text{ mol/m}^3\text{s}$

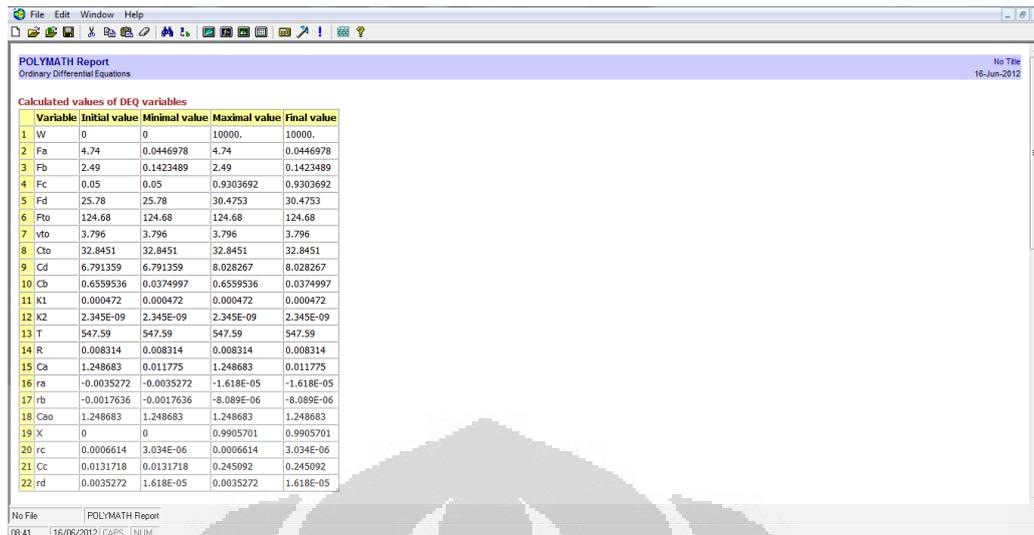
$K_{20} = 506 \text{ mol/m}^3\text{s}$

$E_1 = 49,4 \text{ kJ/mol}$

$E_2 = 89,3 \text{ kJ/mol}$



Gambar B.1 Hasil Software Polymath Konverter 1 (1)

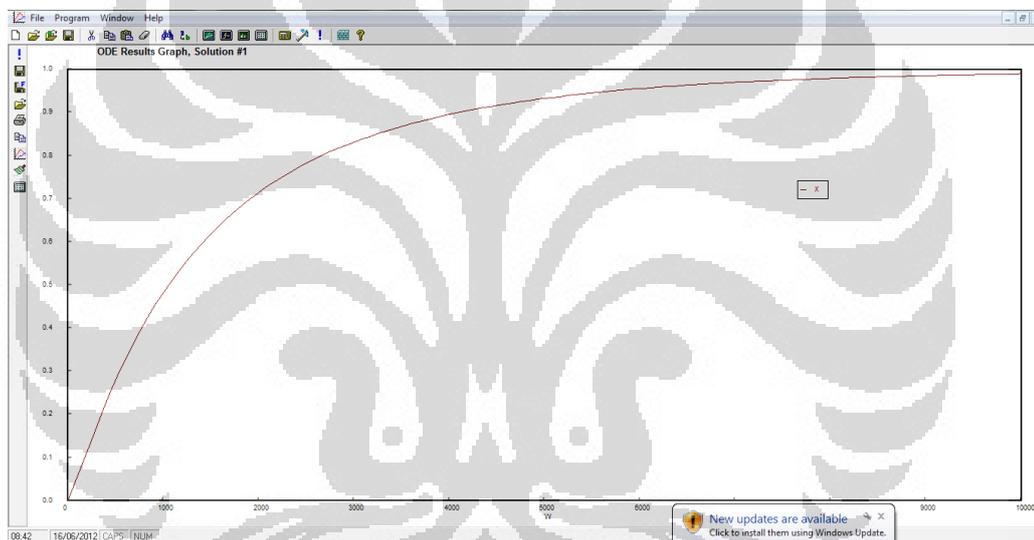


POLYMATH Report  
Ordinary Differential Equations

Calculated values of DEQ variables

Variable	Initial value	Minimal value	Maximal value	Final value
1 W	0	0	10000.	10000.
2 Fa	4.74	0.0446978	4.74	0.0446978
3 Fb	2.49	0.1423489	2.49	0.1423489
4 Fc	0.05	0.05	0.9303692	0.9303692
5 Fd	25.78	25.78	30.4753	30.4753
6 Fto	124.68	124.68	124.68	124.68
7 vto	3.796	3.796	3.796	3.796
8 Cto	32.8451	32.8451	32.8451	32.8451
9 Cd	6.791359	6.791359	8.028267	8.028267
10 Cb	0.6559536	0.0374997	0.6559536	0.0374997
11 K1	0.000472	0.000472	0.000472	0.000472
12 K2	2.345E-09	2.345E-09	2.345E-09	2.345E-09
13 T	547.59	547.59	547.59	547.59
14 R	0.008314	0.008314	0.008314	0.008314
15 Ca	1.248683	0.011775	1.248683	0.011775
16 ra	-0.0035272	-0.0035272	-1.618E-05	-1.618E-05
17 rb	-0.0017636	-0.0017636	-8.089E-06	-8.089E-06
18 Cao	1.248683	1.248683	1.248683	1.248683
19 X	0	0	0.9905701	0.9905701
20 rc	0.0006614	3.034E-06	0.0006614	3.034E-06
21 Cc	0.0131718	0.0131718	0.245092	0.245092
22 rd	0.0035272	1.618E-05	0.0035272	1.618E-05

Gambar B.2 Hasil Software Polymath Konverter 1 (2)



Gambar B.3 Hasil Software Polymath Konverter 1 (3)

Dengan konversi reaktor 1 sebesar 71%, maka berhasil didapatkan massa katalis sebesar 2840,23 kg atau sekitar 2,85 ton. Katalis yang digunakan adalah alumina ( $\text{Al}_2\text{O}_3$ ). Untuk menentukan panjang dan diameter reaktor diperlukan sifat fisik alumina yaitu bulk density dan porositas. Bulk density alumina adalah  $700 \text{ kg/m}^3$  dan porositas alumina adalah 0,35

$$W = (1 - \phi) \cdot A_c \cdot z \times \rho_b$$

$$V = (1 - \phi) \cdot A_c \cdot z$$

sehingga

$$V_{catalyst} = \frac{W}{\rho} = \frac{2840,23}{700} = 2,79 m^3$$

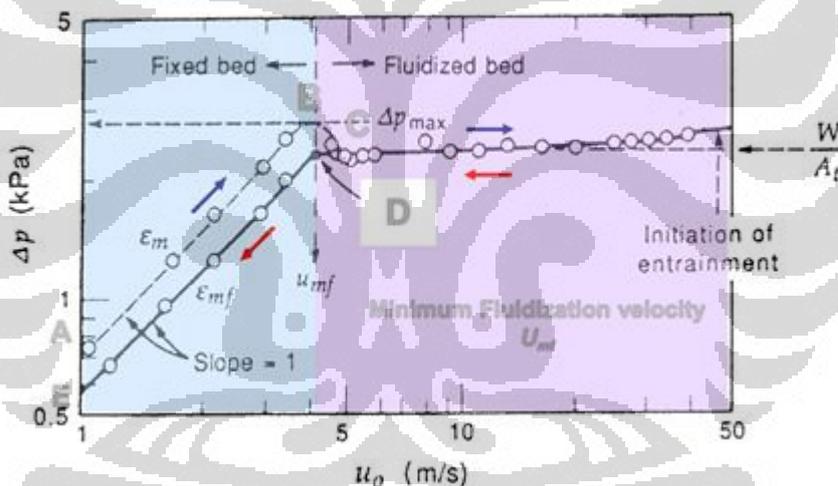
Volume katalis merupakan volume isi reaktor. Volume reaktor total merupakan volume isi ditambah dengan volume kosong reaktor. Untuk menghitung volume total reaktor:

$$V_{total} = \frac{V_{catalyst}}{1 - \phi} = \frac{2,79}{1 - 0,35} = 4,03 m^3$$

Dengan volumetric flow sebesar 3,79 m<sup>3</sup>/s, maka bisa dihitung waktu tinggalnya, yaitu:

$$\tau = \frac{V}{v} = \frac{4,03}{3,79} = 1,13 s$$

Selanjutnya dengan grafik minimum fluidization velocity, ditentukan velocity untuk Packed Bed Reactor. Velocity ditentukan sebesar 3



Gambar B.4 Minimum Fluidization Velocity

Sehingga untuk panjang reaktor ditentukan dengan

$$z = v \cdot \tau = 1,13 \times 3 = 3,39 m$$

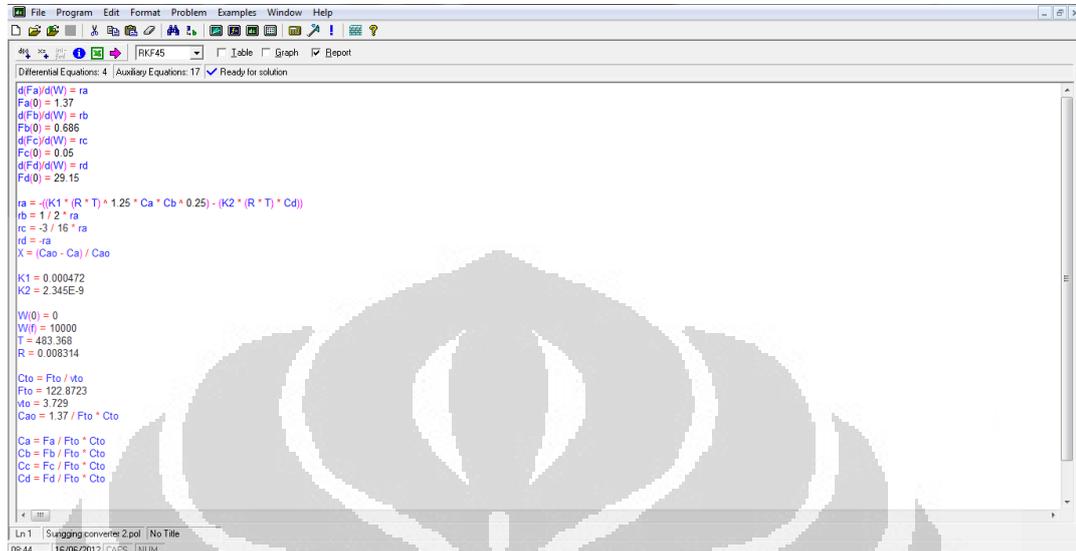
Sedangkan untuk mencari diameter, reaktor diasumsikan sebagai tabung dengan luas penutup sebesar

$$A_c = \frac{V}{z} = \frac{4,03}{3,39} = 1,26 m^2, \text{ sehingga diameternya sebesar}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_c}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \times 1,26}{3,14}} = 1,26 m$$

### 3) Perhitungan Konverter 2

Perhitungan untuk reaktor katalitik kedua konsepnya sama dengan perhitungan reaktor pertama.

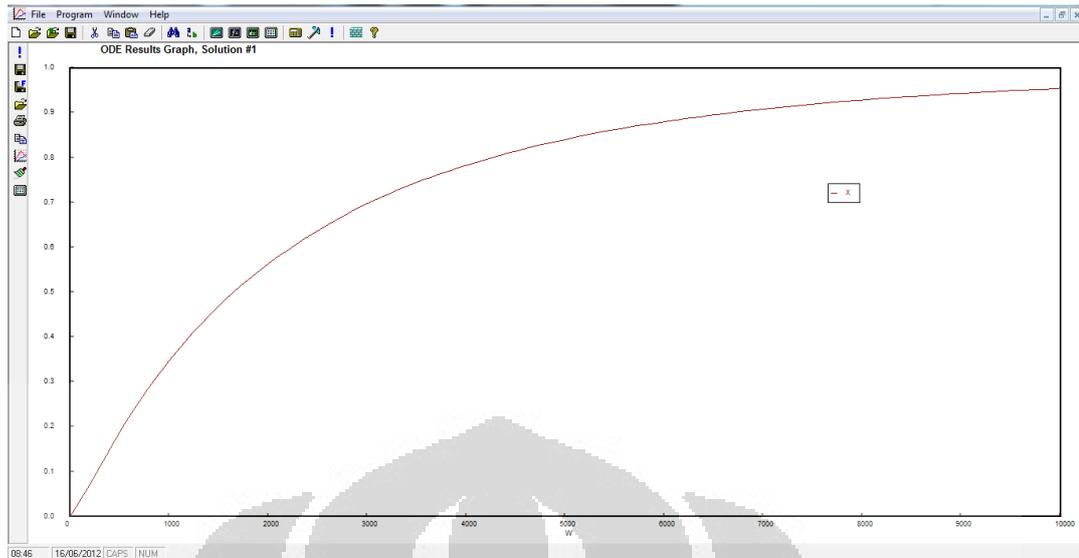


Gambar B.5 Hasil Software Polymath Konverter 2 (1)

The screenshot displays the Polymath software interface showing a table of calculated values for DEQ variables. The table is as follows:

Variable	Initial value	Minimal value	Maximal value	Final value
1 W	0	0	10000.	10000.
2 Fa	1.37	0.0606428	1.37	0.0606428
3 Fb	0.686	0.0313214	0.686	0.0313214
4 Fc	0.05	0.05	0.2955045	0.2955045
5 Fd	29.15	29.15	30.45936	30.45936
6 Fto	122.8723	122.8723	122.8723	122.8723
7 Mo	3.729	3.729	3.729	3.729
8 Cto	32.95047	32.95047	32.95047	32.95047
9 Cd	7.817109	7.817109	8.168237	8.168237
10 Cb	0.1839635	0.0083994	0.1839635	0.0083994
11 K1	0.000472	0.000472	0.000472	0.000472
12 K2	2.345E-09	2.345E-09	2.345E-09	2.345E-09
13 T	483.368	483.368	483.368	483.368
14 R	0.008314	0.008314	0.008314	0.008314
15 Ca	0.3673907	0.0162625	0.3673907	0.0162625
16 ra	-0.0006461	-0.0006461	-1.315E-05	-1.315E-05
17 rb	-0.0003231	-0.0003231	-6.573E-06	-6.573E-06
18 Cao	0.3673907	0.3673907	0.3673907	0.3673907
19 X	0	0	0.9557352	0.9557352
20 rc	0.0001211	2.465E-06	0.0001211	2.465E-06
21 Cc	0.0134084	0.0134084	0.079245	0.079245
22 rd	0.0006461	1.315E-05	0.0006461	1.315E-05

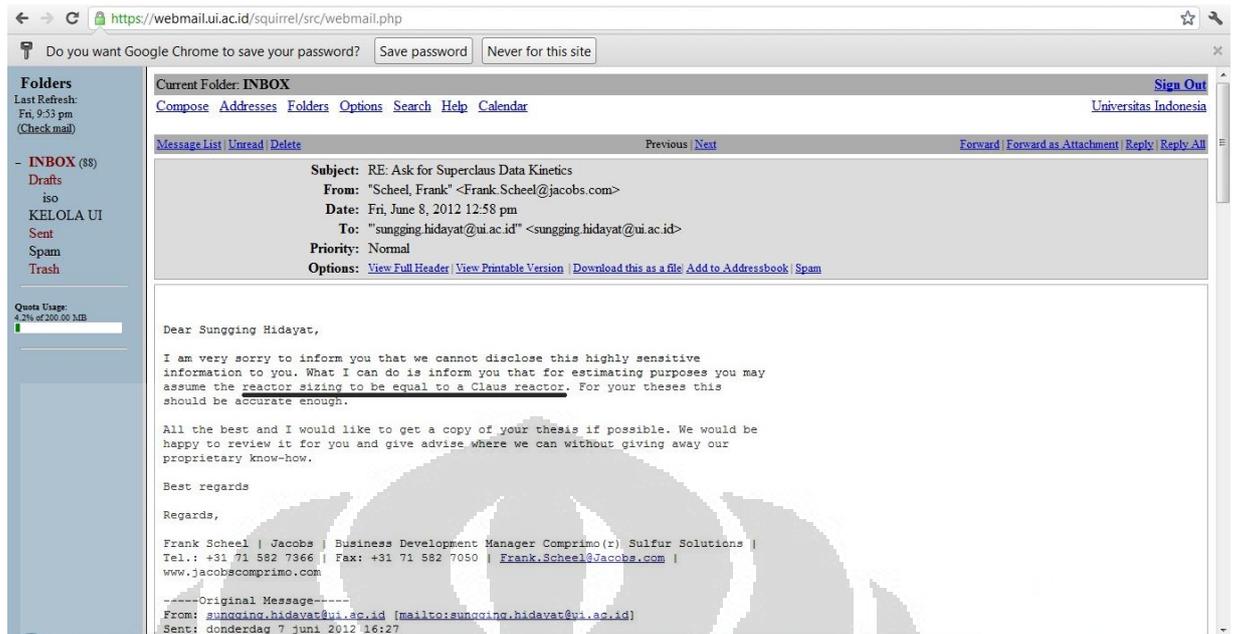
Gambar B.6 Hasil Software Polymath Konverter 1 (2)



Gambar B.7 Hasil Software Polymath Konverter 1 (3)

#### 4) Perhitungan Konverter 3

Perhitungan untuk reaktor ketiga prinsipnya sama dengan perhitungan reaktor sebelumnya. Namun terdapat perbedaan pada katalis yang digunakan. Katalis yang digunakan adalah Silica (Si). Disebabkan tidak adanya data kinetik dengan katalis Silica, maka spesifikasi peralatan disamakan dengan reaktor sebelumnya, tetapi berbeda dalam massa katalis yang dipakai karena sifat fisiknya yang berbeda. Bulk density Silica adalah  $670 \text{ kg/m}^3$  dan porositas Silica adalah 0,4.



Gambar B.8 Email dari Jacobs Coprimo Sulfur Solutions

### 5) Perhitungan flue gas stack

Flue gas stack berbentuk seperti cerobong yang berguna untuk menurunkan temperatur gas buang sehingga temperatur gas buang akan sama dengan temperatur atmosfer. Hal ini akan menyebabkan gas buang tidak berbahaya bagi lingkungan.

$$Q = 15,06 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$T_i = 977,8 \text{ K}$$

#### ➤ Menghitung tinggi Stack

$$\Delta P = C a h \left( \frac{1}{T_o} - \frac{1}{T_i} \right)$$

Dimana  $\Delta P$  = perbedaan tekanan, Pa

$$C = 0,0342$$

a = tekanan atmosfer, Pa

h = tinggi dari flue gas stack, m

$T_o$  = temperatur udara absolut K

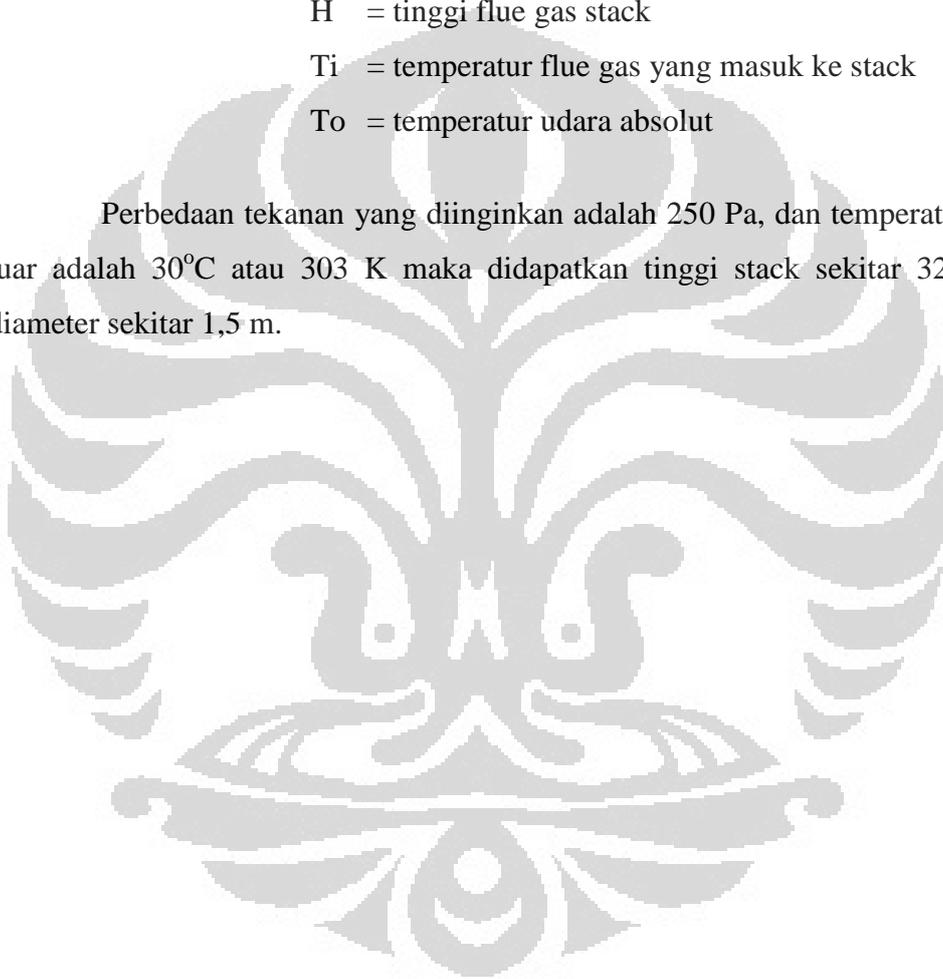
$T_i$  = temperatur flue gas yang masuk ke stack, K

➤ Menghitung diameter Stack

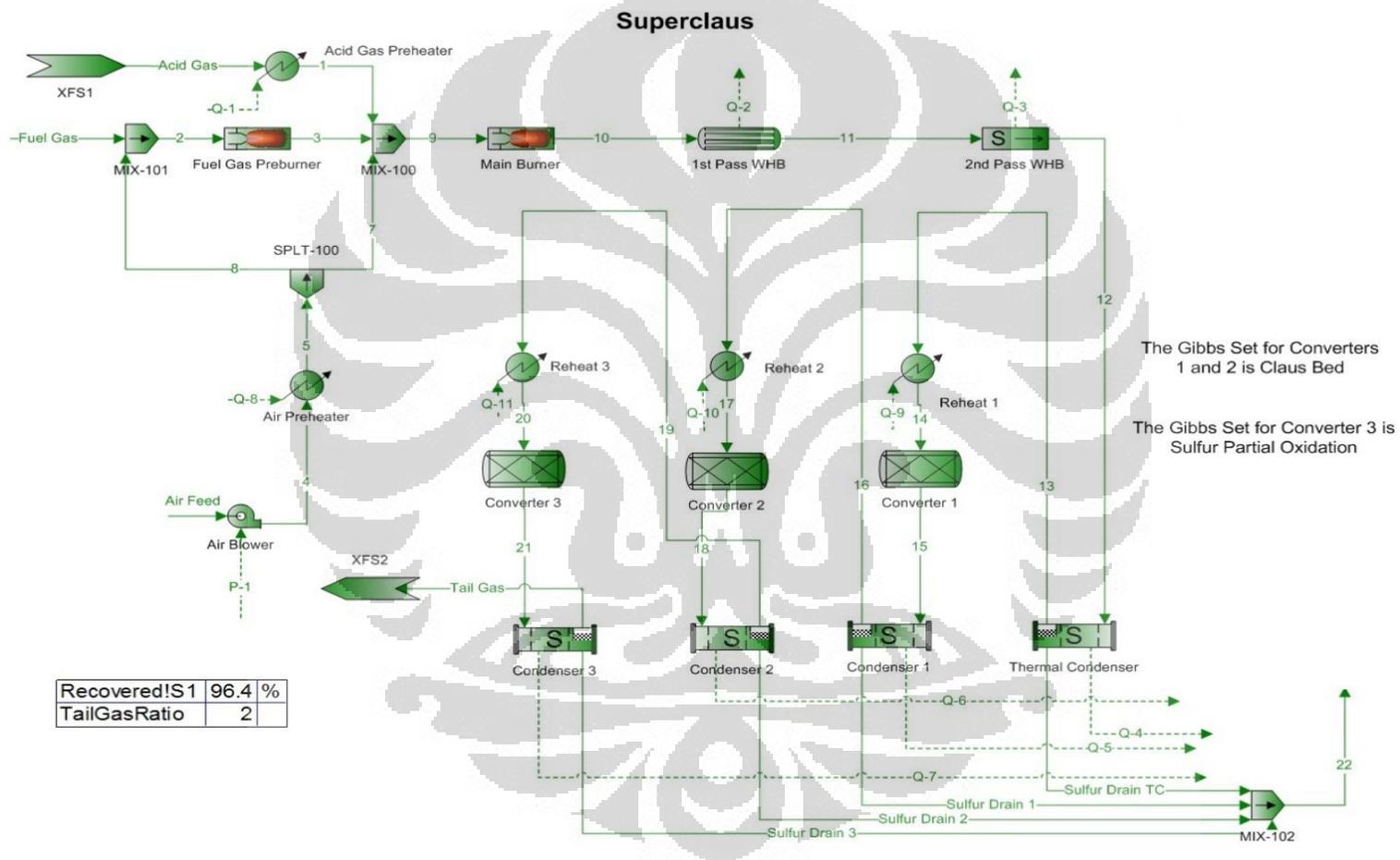
$$Q = C A \sqrt{2 g H \frac{T_i - T_o}{T_i}}$$

- Dimana
- Q = laju alir flue gas, m<sup>3</sup>/s
  - A = luas, m<sup>2</sup>
  - C = koefisien discharge (biasanya diambil 0,65-0,70)
  - g = kecepatan gravitasi (9,807 m/s<sup>2</sup>)
  - H = tinggi flue gas stack
  - T<sub>i</sub> = temperatur flue gas yang masuk ke stack
  - T<sub>o</sub> = temperatur udara absolut

Perbedaan tekanan yang diinginkan adalah 250 Pa, dan temperatur udara luar adalah 30°C atau 303 K maka didapatkan tinggi stack sekitar 32 m dan diameter sekitar 1,5 m.



## LAMPIRAN C – SIMULASI SOFTWARE PROMAX DAN NERACA MASSA ENERGI



Gambar C. 1 Simulasi Software ProMax

Tabel C. 1 Hasil Simulasi ProMax

		<b>Acid Gas</b>	<b>Air Feed</b>	<b>Fuel Gas</b>	<b>Sulfur Drain TC</b>	<b>Sulfur Drain 1</b>
Pressure	Pa (g)	46912,28	27,93	105517,72	40017,52	31399,08
Mole Fraction Vapor		1,00	1,00	1,00	0,00	0,00
Mole Fraction Light Liquid		0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
Molecular Weight	kg/mol	0,04	0,03	0,02	0,24	0,24
Molar Flow	mol/s	47,34	77,24	4,52	1,57	0,71
Mass Flow	kg/s	1,81	2,23	0,07	0,38	0,17
Enthalpy	J/s	10774487,75	137486,54	-336039,45	72484,40	33002,30
Komposisi						
H2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ar		0,0000	0,0091	0,0000	0,0000	0,0000
O2		0,0000	0,2081	0,0000	0,0000	0,0000
N2		0,0000	0,7761	0,0000	0,0000	0,0000
Methane		0,0006	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
CO		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO2		0,5220	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
C2H4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S		0,4191	0,0000	0,0000	0,0004	0,0001
COS		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CS2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isobutane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ammonia		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Water		0,0583	0,0063	0,0000	0,0000	0,0000
S1		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0002
S3		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S5		0,0000	0,0000	0,0000	0,0036	0,0036
S6		0,0000	0,0000	0,0000	0,1535	0,1535
S7		0,0000	0,0000	0,0000	0,0799	0,0800
S8		0,0000	0,0000	0,0000	0,7623	0,7625
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
m-Xylene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

		<b>Sulfur Drain 3</b>	<b>Tail Gas</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>4</b>
Pressure	Pa (g)	14162,18	14162,18	46912,28	105517,72	104828,24	106675,00
Mole Fraction Vapor		0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Mole Fraction Light Liquid		1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular Weight	kg/mol	0,25	0,03	0,04	0,03	0,03	0,03
Molar Flow	mol/s	0,05	122,35	47,34	52,40	52,54	77,24
Mass Flow	kg/s	0,01	3,51	1,81	1,46	1,46	2,23
Enthalpy	J/s	1733,84	-17342783,17	-10370371,14	126521,18	126521,18	108096,31
<b>Komposisi</b>							
H2		0,0000	0,0136	0,0000	0,0000	0,0015	0,0000
Ar		0,0000	0,0057	0,0000	0,0083	0,0083	0,0091
O2		0,0000	0,0000	0,0000	0,1902	0,0204	0,2081
N2		0,0000	0,4899	0,0000	0,7092	0,7073	0,7761
Methane		0,0000	0,0000	0,0006	0,0862	0,0000	0,0000
CO		0,0000	0,0343	0,0000	0,0000	0,0039	0,0000
CO2		0,0000	0,2049	0,5220	0,0003	0,0824	0,0003
C2H4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S		0,0000	0,0036	0,4191	0,0000	0,0000	0,0000
COS		0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Propane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide		0,0000	0,0018	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CS2		0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isobutane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ammonia		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Water		0,0000	0,2460	0,0583	0,0058	0,1763	0,0063
S1		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2		0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S3		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S5		0,0016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S6		0,1208	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S7		0,0449	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S8		0,8326	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
m-Xylene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

		5	7	8	9	10	11
Pressure	Pa (g)	106675,00	106675,00	106675,00	46912,28	45188,59	43464,90
Mole Fraction Vapor		1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Mole Fraction Light Liquid		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular Weight	kg/mol	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Molar Flow	mol/s	77,24	29,36	47,88	129,24	131,95	130,65
Mass Flow	kg/s	2,23	0,85	1,38	4,12	4,12	4,12
Enthalpy	J/s	337986,06	128467,78	209518,27	10368424,54	10368424,54	13658020,45
Komposisi							
H2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0217	0,0127
Ar		0,0091	0,0091	0,0091	0,0054	0,0053	0,0054
O2		0,2081	0,2081	0,2081	0,0556	0,0000	0,0000
N2		0,7761	0,7761	0,7761	0,4638	0,4543	0,4588
Methane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
CO		0,0000	0,0000	0,0000	0,0016	0,0473	0,0321
CO2		0,0003	0,0003	0,0003	0,2248	0,1726	0,1900
C2H4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S		0,0000	0,0000	0,0000	0,1535	0,0249	0,0363
COS		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0018	0,0019
Propane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0257	0,0191
CS2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0002
Isobutane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ammonia		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Water		0,0063	0,0063	0,0063	0,0945	0,1974	0,1974
S1		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0486	0,0446
S3		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0011
S4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
S5		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
S6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
S7		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S8		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
m-Xylene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

		12	13	14	15	16	17
Pressure	Pa (g)	608,15	40017,52	36570,15	33122,77	31399,08	27951,70
Mole Fraction Vapor		41741,21	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Mole Fraction Light Liquid		1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Molecular Weight	kg/mol	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03
Molar Flow	mol/s	126,44	124,68	124,68	123,63	122,87	122,87
Mass Flow	kg/s	4,12	3,74	3,74	3,74	3,56	3,56
Enthalpy	J/s	15755984,52	16754808,81	16472957,94	16472957,94	17037474,24	16900203,38
Komposisi							
H2		0,0131	0,0133	0,0133	0,0134	0,0135	0,0135
Ar		0,0056	0,0056	0,0056	0,0057	0,0057	0,0057
O2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2		0,4741	0,4808	0,4808	0,4848	0,4878	0,4878
Methane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO		0,0332	0,0337	0,0337	0,0340	0,0342	0,0342
CO2		0,1963	0,1991	0,1991	0,2027	0,2040	0,2040
C2H4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S		0,0376	0,0381	0,0381	0,0111	0,0112	0,0112
COS		0,0019	0,0019	0,0019	0,0001	0,0001	0,0001
Propane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide		0,0198	0,0200	0,0200	0,0056	0,0056	0,0056
CS2		0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
Isobutane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ammonia		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Water		0,2039	0,2068	0,2068	0,2358	0,2373	0,2373
S1		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2		0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S3		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S5		0,0005	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
S6		0,0048	0,0001	0,0001	0,0019	0,0001	0,0001
S7		0,0031	0,0000	0,0000	0,0012	0,0000	0,0000
S8		0,0054	0,0003	0,0003	0,0034	0,0003	0,0003
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
m-Xylene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

		18	19	20	21	22
Pressure	Pa (g)	24504,32	22780,63	19333,25	15885,87	14162,18
Mole Fraction Vapor		1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
Mole Fraction Light Liquid		0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Molecular Weight	kg/mol	0,03	0,03	0,03	0,03	0,24
Molar Flow	mol/s	122,59	122,41	122,41	122,41	2,52
Mass Flow	kg/s	3,56	3,52	3,52	3,52	0,61
Enthalpy	J/s	16900203,38	17107976,73	16757893,90	16757893,90	115608,58
Komposisi						
H2		0,0135	0,0136	0,0136	0,0136	0,0000
Ar		0,0057	0,0057	0,0057	0,0057	0,0000
O2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N2		0,4890	0,4897	0,4897	0,4897	0,0000
Methane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO		0,0342	0,0343	0,0343	0,0343	0,0000
CO2		0,2044	0,2048	0,2048	0,2048	0,0000
C2H4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
C2H6		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S		0,0036	0,0036	0,0036	0,0036	0,0003
COS		0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000
Propane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Sulfur Dioxide		0,0018	0,0018	0,0018	0,0018	0,0000
CS2		0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0000
Isobutane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Isopentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ammonia		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Water		0,2455	0,2459	0,2459	0,2458	0,0000
S1		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S2		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
S3		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S4		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
S5		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0035
S6		0,0004	0,0001	0,0001	0,0002	0,1528
S7		0,0002	0,0000	0,0000	0,0001	0,0792
S8		0,0013	0,0004	0,0004	0,0002	0,7639
MDEA		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Benzene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Toluene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
m-Xylene		0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

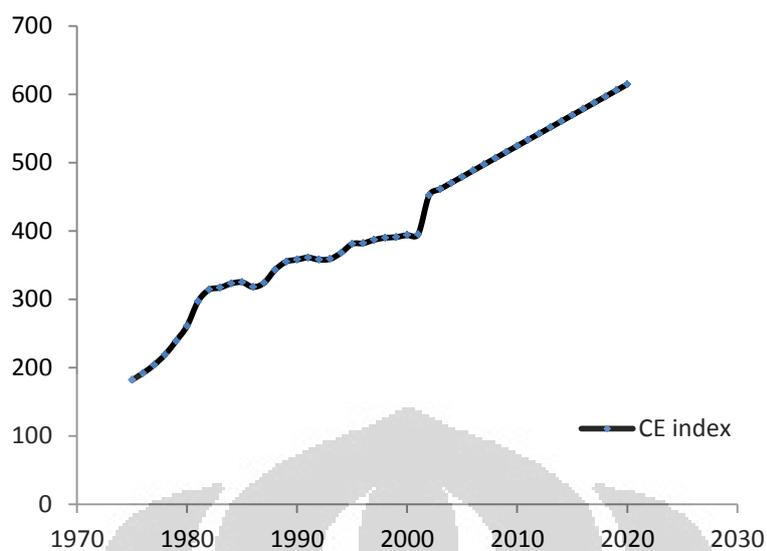
## LAMPIRAN D – PERHITUNGAN BIAYA MODAL DAN BIAYA OPERASIONAL

Perhitungan harga setiap peralatan, perlu dikonversikan ke tahun pabrik akan dibangun. Pembangunan pabrik dilakukan pada tahun 2014. Dikarenakan tahun 2014 tidak tercantum dalam tabel 16.6 Buku Seider, maka diberlakukan ekstrapolasi grafik hingga tahun 2014.

Tabel D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tahun	CE index	Tahun	CE index
1975	182	1998	390
1976	192	1999	391
1977	204	2000	394
1978	219	2001	395
1979	239	2002	452,225
1980	261	2003	461,238
1981	297	2004	470,25
1982	314	2005	479,263
1983	317	2006	488,276
1984	323	2007	497,288
1985	325	2008	506,301
1986	318	2009	515,313
1987	324	2010	524,326
1988	343	2011	533,339
1989	355	2012	542,351
1990	358	2013	551,364
1991	361	2014	560,376
1992	358	2015	569,389
1993	359	2016	578,402
1994	368	2017	587,414
1995	381	2018	596,427
1996	382	2019	605,439
1997	387	2020	614,452

(Sumber : Seider, 2003)



Gambar D.1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Tabel D.2 Faktor Bare Modul untuk Setiap Peralatan

	Bare-module Factor ( $F_{BM}$ )
Furnaces and direct-fired heaters, Shop-fabricated	2.19
Furnaces and direct fired heaters, Field-fabricated	1.86
Shell-and-tube heat exchangers	3.17
Double-pipe heat exchangers	1.80
Fin-tube air coolers	2.17
Vertical pressure vessels	4.16
Horizontal pressure vessels	3.05
Pumps and drivers	3.30
Gas compressors and drivers	2.15
Centrifuges	2.03
Horizontal conveyors	1.61
Bucket conveyors	1.74
Crushers	1.39
Mills	2.30
Crystallizers	2.06
Dryers	2.06
Evaporators	2.45
Filters	2.32
Flakers	2.05
Screens	1.73

(Sumber : Seider, 2003)

Tabel D.3 Perhitungan Biaya Per Alat

Purchase Cost Equipment													
Code	Equipment	Cost Parameter		Cost \$	Year Basis	Cost Index Year Basis	Cost Index in 2014	Cost in 2014 (\$)	Total Modul factor	Fd	Fp	Fm	Bare Modul Cost
<b>Heat Exchanger</b>													
		<b>Heat transfer Area</b>											
E-201	Heat Exchanger	144,02	m2	22.674	2006	488,28	560,38	26.021,86	3,17	0,50	1,10	2,00	85.091,49
E-202	Heat Exchanger	156,23	m2	23.748	2006	488,28	560,38	27.255,00	3,17	0,50	1,10	2,00	89.123,86
E-203	Heat Exchanger	220,47	m2	29.401	2006	488,28	560,38	33.742,89	3,17	0,50	1,10	2,00	110.339,24
E-204	Heat Exchanger	197,51	m2	27.381	2006	488,28	560,38	31.424,05	3,17	0,50	1,10	2,00	102.756,66
E-103	Intercooler	19,62	m2	11.727	2006	488,28	560,38	13.458,15	3,17	0,50	1,10	2,00	44.008,16
E-104	Intercooler	24,66	m2	12.170	2006	488,28	560,38	13.967,16	3,17	0,50	1,10	2,00	45.672,63
E-205	Intercooler	14,90	m2	11.311	2006	488,28	560,38	12.981,46	3,17	0,50	1,10	2,00	42.449,37
E-206	Intercooler	13,30	m2	11.170	2006	488,28	560,38	12.819,87	3,17	0,50	1,10	2,00	41.920,97
E-207	Intercooler	12,49	m2	11.099	2006	488,28	560,38	12.738,06	3,17	0,50	1,10	2,00	41.653,46
E-208	Intercooler	5,82	m2	10.512	2006	488,28	560,38	12.064,43	3,17	0,50	1,10	2,00	39.450,68
E-209	Intercooler	24,49	m2	12.155	2006	488,28	560,38	13.950,00	3,17	0,50	1,10	2,00	45.616,49
<b>Catalytic Conversion</b>													
		<b>Volume</b>											
R-101	Converter 1	4,30	m3	121.434	2002	395,60	560,38	172.013,93	3,05	1,00	1,10	2,00	731.059,20
R-102	Converter 2	6,24	m3	155.844	2002	395,60	560,38	220.756,46	3,05	1,00	1,10	2,00	938.214,97
R-103	Converter 3	6,24	m3	155.844	2002	395,60	560,38	220.756,46	3,05	1,00	1,10	2,00	938.214,97
<b>Air Preheater</b>													
		<b>Power</b>											
E-102	Air Preheater	784.416	Btu/hr	40.288	2000	394,00	560,38	57.300,06	2,19	0,50	1,10	1,00	99.702,10
<b>Fuel Gas Preburner</b>													
		<b>Power</b>											
F-101	Fuel Gas Preburner	0,03	MW	56.837	2006	488,28	560,38	65.229,26	2,19	0,50	1,10	2,00	149.375,01
<b>Main Burner</b>													
		<b>Volume</b>											
F-102	Main Burner	4,00	m3	115.690	2006	488,28	560,38	132.773,44	3,05	1,00	1,10	2,00	564.287,12
<b>Air Blower</b>													
		<b>Flow</b>											
P-301	Air Blower	6.709,84	m3/h	20.286	2006	488,28	560,38	23.282,06	2,15	0,50	1,10	1,00	39.579,51
<b>Incinerator</b>													
		<b>Power</b>											
F-201	Incinerator	1,59	MW	152.992	2006	488,28	560,38	175.583,84	2,19	0,50	1,00	2,00	384.528,61
<b>Stack</b>													
		<b>Volume</b>											
	Stack	1.982,06	ft3	65.418,45	2000	394,00	560,38	93.043,03	1,86	0,50	1,10	0,70	115.838,57
<b>Total</b>								1.107.066,32					4.648.883,07