



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK PRODUKSI *INSOLUBLE*  
SULPHUR DARI SULFUR ALAM TELAGA BODAS**

Oleh :

Ananda Yusuf Audi  
NRP. 0221164000071

Chandra Adiwijaya  
NRP. 02211640000179

Dosen Pembimbing  
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.  
Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.

DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI DAN REKAYASA SISTEM  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020

## LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul:

**" PRODUKSI *INSOLUBLE SULFUR* DARI SULFUR ALAM TELAGA BODAS"**

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

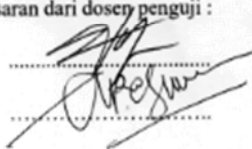
**Ananda Yusuf Audi**      **0221164000071**

**Chandra Adiwijaya**      **02211640000179**

Telah diujikan dan diperbaiki sesuai dengan saran-saran dari dosen penguji :

1. Dr. Ir. Susianto, DEA.

2. Dr. Kusdianto, S.T., M.Sc.Eng.



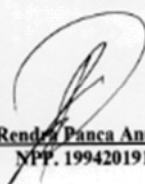
Surabaya, Februari 2020

Dosen Pembimbing 1



**Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

Dosen Pembimbing 2



**Dr. Rendy Panca Anugraha, S.T**  
NIP. 1994201911103

Mengetahui,

Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses

Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS



**Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.**  
NIP. 1953 07 19 1978 03 1001

## RINGKASAN

Indonesia dikenal sebagai salah satu negara dengan pertumbuhan kendaraan bermotor terbesar di dunia dan belum adanya pembatasan umur pemakaian, dengan pertumbuhan sebesar 10,6% (Statistik Transportasi Darat, 2014). Sehingga kebutuhan akan ban semakin bertambah. Sebagai pengguna karet alam, industri ban dunia menyerap sekitar 70-80% dari produksi karet alam dunia, sisanya digunakan oleh industri lain seperti industri sepatu, perlengkapan rumah tangga, dan keperluan barang industri lainnya (Nofi Erni, 2006). Hal ini menjadikan industri ban di Indonesia salah satu industri yang potensial dan prioritas untuk dikembangkan, sesuai dengan kebijakan pengembangan industri Indonesia tahun 2010-2025 (Deprin, 2005).

Pada 2011 produksi ban nasional mencapai 47,2 juta unit, hasil ini meningkat 3,6% pada 2012 menjadi 48,9 juta unit. Sedangkan pada 2016, untuk produksi ban mobil saja telah mencapai 77 juta unit, ditambah lagi produksi ban motor mencapai 64 juta unit. Dari hasil produksi ban tersebut, sekitar 70% diekspor ke berbagai negara dengan nilai US\$ 2 miliar atau sekitar Rp26,6 triliun, sehingga sangat baik untuk devisa Negara .

Ban memberikan kontribusi sekitar 30% dari total operasional kendaraan. Padahal, 70% nilai dari sebuah ban berada di *casing* (rangka ban yang keras dan kuat untuk menahan tekanan tinggi) dan hanya 30% berada di *tread* (tapak ban). Namun, dengan hanya penggunaan 30%, akan sama dengan pemborosan 70% dari harga ban tersebut karena berbagai kecacatan ban mulai timbul. Cacat ban tersebut meliputi: 4,5% *Crack Buster (CB)*, 3,83% *Crack Sidewall (CS)*, 3,66 % *Dirty Mould (DM)*, 3% *Blown Tread (BT)*, 2,66% *Under Cure Tread (UCT)*, dan 2,50% *Internal Failure (IF)* (Sunanto, 2013).

Vulkanisasi dalam bahasa Belanda (*vulkanisatie*) berarti proses remanufaktur yang menggunakan karet dan belerang (*sulphur*) untuk perekat sebagai bahan dasarnya (Sitorus, 2014). Sejak ditemukan oleh Charles Goodyear pada 1839, sulfur sebagai *vulcanizing agent* berguna mengikat polimer karet sehingga meningkatkan kekuatan, ketahanan, dan mengurangi sifat lengket dan bau pada karet ban. Ada dua jenis sulfur yang dapat digunakan untuk *vulcanizing agent*, yaitu *Soluble Sulphur* dan *Insoluble Sulphur*. Penggunaan *Soluble Sulphur* menimbulkan *bloom*, yaitu kristalisasi sulfur di permukaan karet ketika beberapa lapis karet disusun. *Bloom* ini sangat mengganggu daya kohesi alami antar lapisan yang berdekatan sehingga mengakibatkan terbentuknya gelembung. Sementara itu, *Insoluble Sulphur* bersifat *in-blooming*.

Komoditi *import insoluble sulphur* di Indonesia meningkat rata-rata sebesar 5,49% hingga 2015. Hal ini cukup memprihatinkan, karena realitanya Indonesia memiliki jutaan cadangan belerang (*sulphur*) sebagai sumber daya alam penghasil *Insoluble Sulphur* yang belum dimanfaatkan secara optimal. Oleh sebab itu, untuk memproduksi *Insoluble Sulphur* dipilih sulfur alam sebagai bahan bakunya. Sedangkan untuk pemilihan tipe -tipe proses pembuatan *Insoluble Sulphur* didasarkan pada penelitian A. Belchetz dengan 4 proses yaitu proses *synthesis*, proses *separation*, proses *recycle* dan proses *purification*. Hal ini karena, pemilihan proses dari penelitian A. Belchetz lebih spesifik dalam menjelaskan setiap detail proses. Pertimbangan yang diambil berdasarkan pada medium *quenching*, *recycle* dan proses sintesis. (A. Belchetz, 1947)

Pabrik *Insoluble Sulphur* dari sulfur alam ini direncanakan didirikan di daerah Jawa Barat, tepatnya di Karawang. Penentuan lokasi pabrik berorientasi utama pada sumber bahan baku yaitu sulfur alam dengan cadangan tertingginya di Indonesia berada di daerah Jawa Barat, yaitu



sekitar 1.557.745 ton. Di mana Telaga Bodas menjadi penyumbang kedua terbesar dengan total cadangan sulfur di Jawa Barat, yaitu sebesar 918.278 ton. Faktor lainnya yaitu meliputi ketersediaan lahan sebesar 959 ha (per Oktober 2015) dengan harga lahan Rp2.000.000 per m<sup>2</sup>, Upah Minimum Rayon (UMR) tahun 2020 sebesar Rp4.594.324, serta akses yang mudah ke jalan Tol Jakarta -Cikampek dan sumber air Sungai Citarum.

(Badan Pusat Statistik Kabupaten Karawang)

Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari per tahun dengan kapasitas produksi 38.000 ton/tahun (direncanakan dapat memasok sekitar 34% kebutuhan pasar pada tahun 2023) dengan kebutuhan bahan baku sulfur alam sebanyak 3.838,38 kg/jam, CS<sub>2</sub> liquid sebesar 1.727,2 kg/jam, *Hydrogenated oil* sebesar 959,596 kg/jam, dan *iodine* 0,0056 kg/jam. Pabrik *Insoluble Sulphur* ini menggunakan *natural gas* sebagai sumber energi untuk proses pembakaran sebanyak 5782,90 kg/jam.

Produk yang dihasilkan oleh pabrik ini adalah *Insoluble Sulphur* Grade I. Produk ini memiliki spesifikasi total sulfur sebanyak 80%, dengan kandungan *Insoluble Sulphur* minimal sebanyak 90%, dan kandungan *stabilizer* sebanyak 20%.

Berdasarkan analisis ekonomi, laju pengembalian modal (IRR) pabrik ini sebesar 20,694% pada tingkat suku bunga per tahun 11%, dengan laju inflasi sebesar 3,90% per tahun. Sedangkan untuk waktu pengembalian modal (POT) adalah 4 tahun dan titik impas (BEP) sebesar 37,67% melalui cara linear. Umur dari pabrik selama 10 tahun dan masa konstruksi adalah 2 tahun. Untuk memproduksi *Insoluble Sulphur* sebanyak 38.000 ton/tahun, diperlukan biaya total produksi per tahun (TPC) sebesar Rp.556.749.949.843 dengan biaya investasi total (TCI) sebesar Rp.855.989.335.950 dan total penjualan sebesar Rp.1.222.542.131.207. Dengan melihat aspek penilaian

analisis ekonomi dan teknisnya, maka pabrik *Insoluble Sulphur* dari sulfur alam ini layak untuk didirikan.

## KATA PENGANTAR

Segala puji syukur penulis panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa yang telah melimpahkan berkat, rahmat serta anugerah-Nya kepada penulis sehingga penulis mampu menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik yang berjudul “**Pabrik *Insoluble Sulphur* dari Sulfur Alam Telaga Bodas**” serta mampu menyelesaikan laporan ini sesuai dengan waktu yang telah ditentukan.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, penulis banyak mendapatkan bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung dari beberapa pihak, Oleh karena itu, penulis ingin mengucapkan terimakasih kepada :

1. Allah SWT atas rahmat dan karunia -Nya penulis dapat menyelesaikan tugas desain pabrik ini.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Renanto , M.Sc., Ph.D, selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses sekaligus Dosen Pembimbing penulis , atas bimbingan dan saran yang diberikan.
3. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T dosen pembimbing Tugas Desain Pabrik atas bimbingan dan saran yang diberikan
4. Bapak dan Ibu Dosen Departemen Teknik Kimia FTI – ITS yang telah memberikan ilmunya kepada penulis serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia.
5. Orang tua serta saudara – saudara kami, untuk doa, bimbingan, perhatian, dan kasih sayang yang selalu tercurah selama ini.
6. Semua teman-teman seperjuangan Perdalpro *Crew*, serta kakak-kakak tercinta yang membantu memberikan *support* dan keceriaan.
7. Keluarga tercinta Teknik Kimia ITS, K5 -4, K55 dan K56 yang saling memberikan pengalaman.
8. Seluruh pihak yang telah membantu kami dalam bidang apapun selama pengerjaan Tugas Pra Desain Pabrik ini

Penulis menyadari bahwa laporan ini masih memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu kritik dan saran dari para pembaca sangat penulis harapkan sebagai upaya peningkatan kualitas dari laporan ini.

Surabaya, 12 Januari 2020

Penulis

## DAFTAR ISI

COVER.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN.....	iii
RINGKASAN.....	iv
KATA PENGANTAR.....	vii
DAFTAR ISI .....	viii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL .....	xii
BAB I LATAR BELAKANG .....	I-1
I.1 LATAR BELAKANG.....	I-1
I.2 PRODUKSI BAHAN BAKU .....	I-3
I.3 ASPEK MARKETING.....	I-8
I.4 PROSPEK.....	I-9
I.5 PEMILIHAN LOKASI PABRIK .....	I-9
BAB II BASIS DESAIN DATA .....	II-1
II.1 KAPASITAS .....	II-1
II.2 LOKASI .....	II-1
II.3 KUALITAS BAHAN BAKU DAN PRODUK .....	II-2
II.3.1 KUALITAS BAHAN BAKU.....	II-2
II.3.2 KUALITAS PRODUK.....	II-3
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES .....	III-1
III.1 SELEKSI PROSES .....	III-1
III.2 URAIAN PROSES.....	III-3
BAB IV NERACA MASSA & ENERGI.....	IV-1
IV.1 NERACA MASSA .....	IV-2
IV.2 NERACA ENERGI .....	IV-16
BAB V SPESIFIKASI PERALATAN .....	V-1

BAB VI ANALISIS EKONOMI.....	VI-1
VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA.....	VI-1
VI.2 UTILITAS.....	VI-10
VI.3 ANALISIS EKONOMI .....	VI-12
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	
APENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	
APENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
APENDIKS D PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar I.1</b> Persebaran Belerang di Indonesia.....	I-2
<b>Gambar I.2</b> Skema Penambangan Belerang.....	I-4
<b>Gambar I.3</b> Penambangan Belerang dengan Proses Flotasi dan Benefikasi.....	I-5
<b>Gambar I.4</b> Skema Pengambilan Belerang dari Proses <i>Clauss</i> .....	I-6
<b>Gambar I.5</b> Pangsa Pasar Ban Indonesia Tahun 2010 .....	I-8
<b>Gambar I.8</b> Peta Lokasi Jawa Barat .....	I-10
<b>Gambar IV.1.1</b> <i>Hammer Crusher</i> (C-110) .....	IV-2
<b>Gambar IV.1.2</b> <i>Sulfur Melter</i> (Q-120) .....	IV-2
<b>Gambar IV.1.3</b> <i>Mix Point I</i> .....	IV-3
<b>Gambar IV.1.4</b> <i>Vaporizer</i> (V-130).....	IV-4
<b>Gambar IV.1.5</b> <i>Quenching Tower</i> (D-140).....	IV-4
<b>Gambar IV.1.6</b> <i>Washer</i> (H-210).....	IV-5
<b>Gambar IV.1.7</b> <i>Storage CS<sub>2</sub> + Soluble Sulfur</i> (F-212).....	IV-6
<b>Gambar IV.1.8</b> <i>Centrifuge</i> (H-410).....	IV-6
<b>Gambar IV.1.9</b> <i>Mix Point II</i> .....	IV-7
<b>Gambar IV.1.10</b> <i>Heater</i> (E-312).....	IV-8
<b>Gambar IV.1.11</b> <i>Flash Drum I</i> (D-310).....	IV-8
<b>Gambar IV.1.12</b> <i>Mix Point III</i> .....	IV-9
<b>Gambar IV.1.13</b> <i>Condensor</i> (E-321) .....	IV-10
<b>Gambar IV.1.14</b> <i>CS<sub>2</sub> Storage</i> (F-320).....	IV-10
<b>Gambar IV.1.14</b> <i>Separating Point</i> .....	IV-11
<b>Gambar IV.1.15</b> <i>Rotary Dryer</i> (B-420).....	IV-11
<b>Gambar IV.1.16</b> <i>Flash Drum II</i> (D -214) .....	IV-12
<b>Gambar IV.1.17</b> <i>Mix Point IV</i> .....	IV-13
<b>Gambar IV.1.19</b> <i>Screener</i> (H-432).....	IV-14
<b>Gambar IV.1.20</b> <i>Mixer</i> (H-440).....	IV-14
<b>Gambar IV.1.21</b> <i>Storage IS</i> (F -450) .....	IV-15
<b>Gambar IV.2.1</b> <i>Sulphur Melter Tank</i> .....	IV-16
<b>Gambar IV.2.2</b> <i>Mix Point I</i> .....	IV-16
<b>Gambar IV.2.3</b> <i>Vaporizer</i> (V-130).....	IV-17

<b>Gambar IV.2.4</b> <i>Quenching Tower</i> (D-140).....	IV-17
<b>Gambar IV.2.5</b> <i>Washer</i> (H-210).....	IV-18
<b>Gambar IV.2.6</b> <i>Centrifuge</i> (H-410).....	IV-18
<b>Gambar IV.2.7</b> <i>Mix Point II</i> .....	IV-19
<b>Gambar IV.2.8</b> <i>Heat Exchanger</i> (E-312) .....	IV-19
<b>Gambar IV.2.9</b> <i>Flash Drum I</i> (D-310) .....	IV-20
<b>Gambar IV.2.10</b> <i>Mix Point III</i> .....	IV-21
<b>Gambar IV.2.11</b> <i>Condensor</i> (E-321).....	IV-22
<b>Gambar IV.2.12</b> <i>Cooler</i> (E-142) .....	IV-22
<b>Gambar IV.2.13</b> <i>Rotary Dryer</i> (B-420).....	IV-23
<b>Gambar IV.2.14</b> <i>Condensor</i> (E-213).....	IV-23
<b>Gambar IV.2.15</b> <i>Flash Drum II</i> (D-214).....	IV-25
<b>Gambar IV.2.16</b> <i>Mix Point IV</i> .....	IV-25
<b>Gambar IV.2.17</b> <i>Oil Mixer</i> (M-440) .....	IV-26
<b>Gambar VI.1</b> Struktur Organisasi Perusahaan .....	VI-3

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel I.1</b> Data Komoditas <i>Import Insoluble Sulfur</i> Indonesia Tahun 2016-2018 ....	I-2
<b>Tabel I.2</b> Data Penyebaran Belerang di Indonesia 2011.....	I-7
<b>Tabel I.3</b> Jumlah Industri Ban di Sekitar Jawa Barat .....	I-9
<b>Tabel II.1</b> Data Impor Komoditas <i>Insoluble Sulfur</i> (IS) tahun 2015-2018 .....	II-1
<b>Tabel II.2</b> Spesifikasi Bahan Baku Sulfur .....	II-2
<b>Tabel II.3</b> Kelarutan Sulfur pada Berbagai Pelarut .....	II-4
<b>Tabel II.4</b> Nilai Konstanta Keseimbangan M, K, dan $K_3$ pada Berbagai Suhu .....	II-5
<b>Tabel II.5</b> Sifat Fisika dan Kimia <i>Insoluble Sulfur</i> (IS) .....	II-6
<b>Tabel II.6</b> Spesifikasi <i>Insoluble Sulfur</i> (IS) yang Dibutuhkan Industri Ban .....	II-6
<b>Tabel II.7</b> Spesifikasi Produk <i>Insoluble Sulfur</i> (IS) yang Beredar di Dunia .....	II-6
<b>Tabel II.8</b> Properti Khusus pada Produk <i>Insoluble Sulfur</i> (IS) Crystex™ .....	II-7
<b>Tabel III.1</b> Berbagai Macam Proses Produksi Sulfur.....	III-1
<b>Tabel III.2</b> Tipe Proses Pembuatan <i>Insoluble Sulfur</i> berdasarkan Penelitian .....	III-1
<b>Tabel IV.1.1</b> Neraca Massa <i>Hammer Crusher</i> (C-110).....	IV-2
<b>Tabel IV.1.2</b> Neraca Massa <i>Sulfur Melter</i> (Q-120) .....	IV-3
<b>Tabel IV.1.3</b> Neraca Massa <i>Mix Point I</i> .....	IV-3
<b>Tabel IV.1.4</b> Neraca Massa <i>Vaporizer</i> (V-130).....	IV-4
<b>Tabel IV.1.5</b> Neraca Massa <i>Quenching Tower</i> (D-140).....	IV-5
<b>Tabel IV.1.6</b> Neraca Massa <i>Washer</i> (H-210) .....	IV-5
<b>Tabel IV.1.7</b> Neraca Massa <i>Storage CS<sub>2</sub> + Soluble Sulfur</i> .....	IV-6
<b>Tabel IV.1.8</b> Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (H-410) .....	IV-7
<b>Tabel IV.1.9</b> Neraca Massa <i>Mix Point II</i> .....	IV-7
<b>Tabel IV.1.10</b> Neraca Massa <i>Heater</i> (E-312).....	IV-8
<b>Tabel IV.1.11</b> Neraca Massa <i>Flash Drum</i> (D-310) .....	IV-9
<b>Tabel IV.1.12</b> Neraca Massa <i>Mix Point III</i> .....	IV-9
<b>Tabel IV.1.13</b> Neraca Massa <i>Condensor</i> .....	IV-10
<b>Tabel IV.1.14</b> Neraca Massa <i>CS<sub>2</sub> Storage</i> .....	IV-10



<b>Tabel IV.1.15</b> Neraca Massa <i>Separating Point</i> .....	IV-11
<b>Tabel IV.1.16</b> Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-420) .....	IV-12
<b>Tabel IV.1.17</b> Neraca Massa <i>Flash Drum II</i> (D-214) .....	IV-12
<b>Tabel IV.1.18</b> Neraca Massa <i>Mix Point IV</i> .....	IV-13
<b>Tabel IV.1.19</b> Neraca Massa <i>Disk Mill</i> .....	IV-13
<b>Tabel IV.1.20</b> Neraca Massa <i>Screener</i> (H-432) .....	IV-14
<b>Tabel IV.1.21</b> Neraca Massa <i>Mixer</i> (H-440).....	IV-15
<b>Tabel IV.1.22</b> Neraca Massa <i>Storage IS</i> (F-450) .....	IV-15
<b>Tabel IV.2.1</b> Neraca Energi <i>Overall Sulfur Melter Tank</i> (Q-120) .....	IV-16
<b>Tabel IV.2.2</b> Neraca Energi <i>Overall Mix Point I</i> .....	IV-16
<b>Tabel IV.2.3</b> Neraca Energi <i>Overall Vaporizer</i> (V-130).....	IV-17
<b>Tabel IV.2.4</b> Neraca Energi <i>Overall Quenching Tower</i> (D-140).....	IV-18
<b>Tabel IV.2.5</b> Neraca Energi <i>Overall Washher</i> (H-210).....	IV-18
<b>Tabel IV.2.6</b> Neraca Energi <i>Overall Centrifuge</i> (H-410).....	IV-19
<b>Tabel IV.2.7</b> Neraca Energi <i>Overall Mix Point II</i> .....	IV-19
<b>Tabel IV.2.8</b> Neraca Energi <i>Overall Heat Exchanger</i> (E-312).....	IV-20
<b>Tabel IV.2.9</b> Neraca Energi <i>Overall Flash Drum I</i> (D-310) .....	IV-21
<b>Tabel IV.2.10</b> Neraca Energi <i>Overall Mix Point III</i> .....	IV-21
<b>Tabel IV.2.11</b> Neraca Energi <i>Overall Condensor</i> (E-321).....	IV-22
<b>Tabel IV.2.12</b> Neraca Energi <i>Overall Cooler</i> (E-142) .....	IV-22
<b>Tabel IV.2.13</b> Neraca Energi <i>Overall Rotary Dryer</i> (B-420).....	IV-23
<b>Tabel IV.2.14</b> Neraca Energi <i>Overall Condensor</i> (E-213).....	IV-23
<b>Tabel IV.2.15</b> Neraca Energi <i>Overall Flash Drum II</i> (D-214).....	IV-25
<b>Tabel IV.2.16</b> Neraca Energi <i>Overall Mix Point IV</i> .....	IV-25
<b>Tabel IV.2.17</b> Neraca Energi <i>Overall Oil Mixer</i> (M-440).....	IV-26
<b>Tabel V.1</b> <i>Open Yard Sulfur</i> (F-111) .....	V-1
<b>Tabel V.2</b> <i>Belt Conveyor</i> (J-112).....	V-1
<b>Tabel V.3</b> <i>Bucket Elevator</i> (J-113) .....	V-2
<b>Tabel V.4</b> <i>Screener I</i> (H-116).....	V-2
<b>Tabel V.5.</b> <i>Bucket Elevator II</i> (J-115).....	V-2

<b>Tabel V.6</b> <i>Belt Conveyor II</i> (J-114) .....	V-3
<b>Tabel V.7</b> <i>Hammer Crusher</i> (C-110).....	V-3
<b>Tabel V.8</b> <i>Belt Conveyor III</i> (J-121) .....	V-3
<b>Tabel V.9</b> <i>Bucket Elevator III</i> (J-122) .....	V-4
<b>Tabel V.10</b> <i>Lock Hopper</i> (F-123 A/B).....	V-4
<b>Tabel V.11</b> <i>Sulfur Melter</i> (Q-120) .....	V-4
<b>Tabel V.12</b> <i>Sulfur Vaporizer</i> (V-130).....	V-5
<b>Tabel V.13</b> <i>Soluble Sulfur Pump</i> (L-131) .....	V-6
<b>Tabel V.14</b> <i>Quenching Tower</i> (D-140).....	V-6
<b>Tabel V.15</b> <i>Quenching Tower Pump</i> (L-141).....	V-7
<b>Tabel V.16</b> <i>Washer Pump I</i> (L-211) .....	V-7
<b>Tabel V.17</b> <i>Washer</i> (H-210) .....	V-7
<b>Tabel V.18</b> <i>Centrifuge</i> (H-410).....	V-8
<b>Tabel V.19</b> <i>Condenser</i> (E-213).....	V-8
<b>Tabel V.20</b> <i>Flash Drum II</i> (D-214).....	V-9
<b>Tabel V.21</b> <i>Washer Pump II</i> (L-215).....	V-10
<b>Tabel V.22</b> <i>Storage I</i> (F-212).....	V-10
<b>Tabel V.23</b> <i>SS + CS<sub>2</sub> Pump</i> (L-311) .....	V-10
<b>Tabel V.24</b> <i>Heater</i> (E-312) .....	V-11
<b>Tabel V.25</b> <i>Flash Drum I</i> (D-310).....	V-11
<b>Tabel V.26</b> <i>Condensor</i> (E-321).....	V-12
<b>Tabel V.27</b> <i>CS<sub>2</sub> Storage Tank</i> (F-320).....	V-12
<b>Tabel V.28</b> <i>Cooler</i> (E-142) .....	V-13
<b>Tabel V.29</b> <i>Belt Conveyor IV</i> (J-421) .....	V-14
<b>Tabel V.30</b> <i>Rotary Dryer</i> (B-420) .....	V-14
<b>Tabel V.31</b> <i>Screw Conveyor</i> (J-431).....	V-14
<b>Tabel V.32</b> <i>Disk Mill</i> (C-430).....	V-15
<b>Tabel V.33</b> <i>Screener II</i> (H-432).....	V-15
<b>Tabel V.34</b> <i>Bucket Elevator IV</i> (J-433).....	V-15
<b>Tabel V.35</b> <i>Belt Conveyor V</i> (J-434).....	V-16

<b>Tabel V.36</b> <i>Mixer (M-440)</i> .....	V-16
<b>Tabel V.37</b> <i>Belt Conveyor VI (J-451)</i> .....	V-17
<b>Tabel V.38</b> <i>Bucket Elevator V (J-452)</i> .....	V-17
<b>Tabel V.39</b> <i>Storage Insoluble Sulfur (F-450)</i> .....	V-17
<b>Tabel VI.1</b> Perincian Jumlah dan Pembagian Gaji Karyawan .....	VI-9
<b>Tabel VI.2</b> Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	VI-10
<b>Tabel VI.3</b> Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi.....	VI-13

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1 Latar Belakang**

Industri ban merupakan agroindustri hilir karet alam tersebar dan berkembang pesat. Sebagai industri komplementer dari industri otomotif, industri ban merupakan industri hilir karet alam yang tumbuh sejalan dengan kemajuan teknologi dan peningkatan kesejahteraan masyarakat. Sebagai pengguna karet alam, industri ban dunia menyerap sekitar 70% - 80% dari produksi karet alam dunia, sisanya digunakan oleh industri lain seperti industri sepatu, perlengkapan rumah tangga dan keperluan barang industri lainnya (Nofi Erni, 2006).

Industri ban di Indonesia merupakan salah satu industri potensial dan menjadi industri prioritas untuk dikembangkan, sesuai kebijakan pengembangan industri Indonesia tahun 2010-2025 (Deprin 2005). Industri ban merupakan industri karet alam dengan nilai ekspor tertinggi. Pada tahun 2003 nilai ekspor mendekati 400 juta USD. Ban untuk kendaraan roda-4 merupakan kontributor ekspor terbesar, pada tahun 2003 jumlah yang diekspor 19,8 juta unit dan pada tahun 2004 meningkat menjadi 23,87 juta unit. Industri ban pertama di Indonesia berdiri tahun 1935, dipelopori oleh PT Goodyear Indonesia. Perkembangan pesat industri ban terjadi pada periode 1978 – 1982 dengan beroperasinya PT Bridgestone Tyre Indonesia dan PT Gajah Tunggal (Ismayanti 2003). Berdasarkan Kelompok Lapangan Usaha Indonesia (KLUI), industri ban dibedakan menjadi : (1) industri ban luar dan ban dalam yang memproduksi ban luar, ban *tubeless*, ban dalam; (2) industri vulkanisir ban yang mendaur ulang ban bekas dengan cara melapisi (memberi telapak). Produsen ban dalam negeri bergabung dalam Asosiasi Perusahaan Ban

Indonesia (APBI) yang secara aktif mendorong pertumbuhan industri ban.

Sekitar 70% lebih karet alam dunia digunakan untuk industri ban. Sumber daya alam Indonesia sangat melimpah. Suplai untuk karet alam mencapai 30% dari total suplai dunia. Hal ini menjadi nilai positif bagi kelangsungan industri ban di Indonesia. Namun, perlu adanya peningkatan performa ban agar dapat bersaing dengan industri ban di dunia. Salah satu komponen penting dari pembuatan ban yang dapat meningkatkan performa ban adalah *vulcanizing agent*. *Vulcanizing agent* merupakan bahan yang berguna untuk meningkatkan kekuatan, ketahanan, dan mengurangi sifat lengket serta bau dari produk karet itu sendiri. Sehingga dapat meningkatkan kualitas dari produk karet yang dihasilkan. Sejak ditemukan oleh Charles Goodyear tahun 1839, untuk proses vulkanisasi ini sering dipakai senyawa sulfur sebagai pengikat polimer karet tersebut.

Sulfur merupakan salah satu gas buang pembakaran batubara atau pengilangan minyak, namun unsur bebasnya terdapat di alam sehingga untuk memperolehnya dilakukan penambangan. Ada dua jenis sulfur yang dapat digunakan untuk *vulcanizing agent*, yaitu *soluble sulphur* dan *insoluble sulphur*. Penggunaan *soluble sulphur* menimbulkan *bloom*, yaitu kristalisasi sulfur di permukaan karet ketika beberapa lapis karet disusun. *Bloom* ini sangat mengganggu daya kohesi alami antar lapisan yang berdekatan sehingga mengakibatkan terbentuknya gelembung. Sementara itu, *insoluble sulphur* bersifat *in-blooming* sehingga banyak digunakan sebagai *vulcanizing agent* pada industri manufaktur karet. Namun, pada kenyataannya Indonesia masih belum bisa memenuhi kebutuhan pasar industri, sehingga pemerintah harus melakukan impor *insoluble sulphur* dari luar negeri untuk memenuhi kebutuhan dalam

negeri. Data pada tabel I.1 menunjukkan peningkatan impor *insoluble sulphur* dari tahun 2016 sampai 2018.

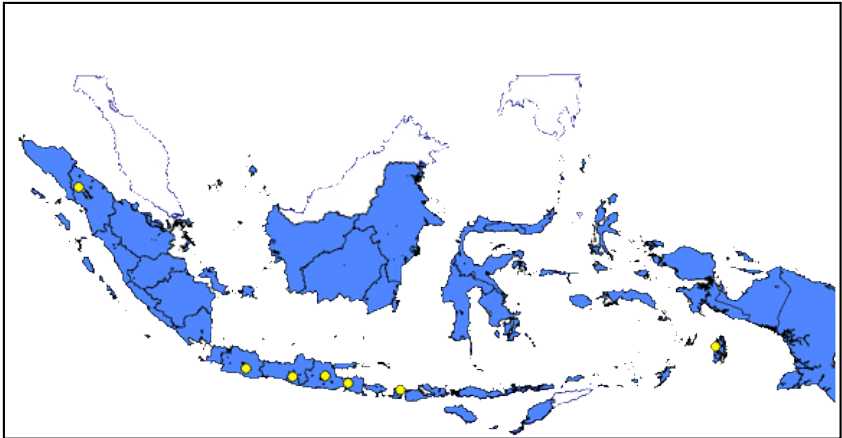
**Tabel I.1** Data Komoditi *Import Insoluble Sulphur*

Bulan	Komoditi Impor (ton)		
	2016	2017	2018
Januari	28,250	69,382	105,719
Februari	75,735	74,750	90,816
Maret	133,302	71,511	16,236
April	47,492	84,309	114,579
Mei	34,574	105,289	82,697
Juni	64,357	62,429	9,031
Juli	62,870	61,237	77,538
Agustus	50,361	11,148	75,097
September	29,581	47,491	17,564
Oktober	57,439	56,492	34,820
Nopember	54,035	20,264	63,240
Desember	86,639	57,295	84,291
Total	724,635	721,596	771,629

Indonesia Tahun 2016-2018

(Badan Pusat Statistik Indonesia,2019)

Kenyataan komoditi impor *insoluble sulphur* yang meningkat ini cukup memprihatinkan, karena meningkat pada kenyataannya Indonesia memiliki jutaan potensi sumber daya alam penghasil *insoluble sulphur* yang belum dimanfaatkan secara optimal, yakni belerang (sulfur).



**Gambar I.1** Persebaran Belerang di Indonesia

(<http://www.tekmira.esdm.go.id/data/Belerang/potensi>)

Potensi dan penyebaran endapan Belerang saat ini baru diketahui di 6 provinsi di Indonesia, dengan total cadangan lebih kurang 5,4 juta. Untuk tipe sublimasi, sumber daya belerang bersifat tidak terbatas. Hal ini dikarena proses terbentuknya belerang didasarkan pada aktivitas gunung berapi, maka selama gunung berpi aktif, belerang tipe ini dapat terus diproduksi. Agar menjadi *insoluble sulphur*, sulfur yang diperoleh dari gunung berapi harus mengalami proses pelelehan dan penguapan, pencampuran uap sulfur dengan larutan pendingin, dan pemisahan *insoluble sulphur*. Eksplorasi sulfur untuk industri manufaktur ban ini sangat menguntungkan karena bahan baku tersedia bebas di alam, sementara harga jual produk *insoluble sulphur* relatif tinggi yaitu US \$ 2.000/ Ton (Leader Technologies, 2018), juga mengingat pentingnya *vulcanizing agent* untuk meningkatkan kualitas ban yang

produktivitasnya akan naik seiring dengan pertumbuhan industri otomotif. Latar belakang inilah yang mendasari pemilihan judul:

## **Pra Desain Pabrik Sintesa *Insoluble Sulfur* Dari Sulfur Alam**

### **I.2 Produksi Bahan Baku**

Belerang atau sulfur yang digunakan sebagai bahan baku berasal dari proses penambangan, dengan sifat-sifat fisik sebagai berikut:

- Warna : kuning, kuning kegelapan dan hitam-hitaman (pengaruh impuritis)
- Berat jenis : 2,05 - 2,09,
- Kekerasan : 1,5 - 2,5 (skala Mohs),
- Ketahanan : getas/mudah hancur (brittle),
- Pecahan : berbentuk konkoidal dan tidak rata.
- Kilap : damar
- Gores : berwarna putih.
- Titik lebur : 129 °C
- Titik didih : 446 °C.

Sifat lainnya : tidak larut dalam air, atau  $H_2SO_4$ . Mudah larut dalam  $CS_2$ ,  $CCl_4$ , minyak bumi, minyak tanah, dan anilin. Penghantar panas dan listrik yang buruk. Apabila dibakar apinya berwarna biru dan menghasilkan gas-gas  $SO_2$  yang berbau busuk.

Belerang di alam terdapat di kulit bumi meliputi kira-kira 0,1% dari massa kulit bumi. Belerang dalam keadaan unsur bebas terdapat di alam (daerah gunung berapi dan dalam tanah). Dalam bentuk senyawa, belerang terdapat pada bijih-bijih seperti pyrit ( $FeS_2$ ), sfalerit ( $ZnS$ ), kalkoprit ( $CuFeS_2$ ), galena ( $PbS$ ), atau pada garam-garam sulfat seperti gips  $CaSO_4$ , barium sulfat ( $BaSO_4$ ), maupun magnesium sulfat ( $MgSO_4$ ). Sekitar 56% belerang diperoleh



dengan penambahan dari sulfur alam, 19% diperoleh dari senyawa-senyawa sulfur seperti pyrite atau batuan sulfida/sulfat lainnya, dan dari gas buangan industri minyak bumi/batu bara ( $H_2S$ ,  $SO_2$ ) sebesar 25%.

**Tabel I.2** Data Penyebaran Belerang di Indonesia 2011

No	Tempat	Keadaan Endapan	Cadangan ton	Diselidiki Oleh/ Literatur
<b>Sumatera Utara</b>				
1	Gn. Sorik merapi Tapanuli	Sedimenter	220.000	Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1925
2	Gn. Sorik merapi Tapanuli	Sublimasi	13.000	..
3	Namora L Langit	Lumpur	69.188	Dit. Geol .
4	Sibaggon	Solfatar	13.000	Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1925
<b>Jawa Barat</b>				
1	Gn. Tangkuban perahu/Pr iangan	Kerak	342.500	Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1925

2	Gn. Putri/Prijangan	Lumpur	121.000	..
3	Gn. Galunggung	Impregnasi	-	Dit. Geol.
4				Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1925
5	Kawah Putih/Patuka Complex	Lumpur	153.983	-
6	Telaga Bodas	Lumpur	918.278	Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1925
7	Gn. Malang	..	9.675	Kerjasama Team Geologi Indonesia dan Export U.S.S.R. 1962/1963.
8	Kawah Saat	..	709	..
9	Kawah Mas/ Gn. Papandayan	Kerak	1.600	Verslagen & Mededeelingen

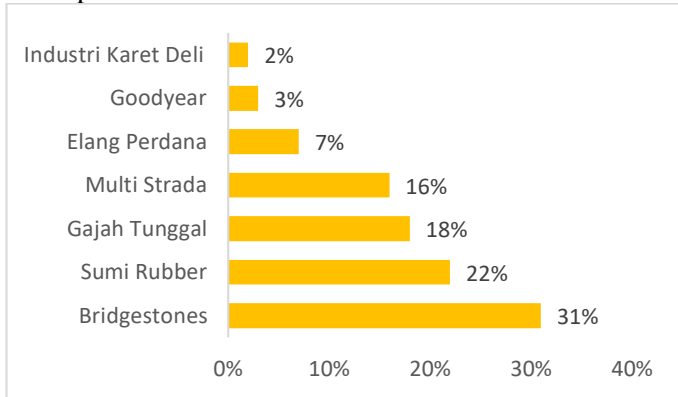
				No. 17; 1925
10.	Gn. Ceramai/ Cirebon	Kerak	10.000	Verslagen & Mededeelingen
<b>Jawa Tengah</b>				
1.	Gn. Telaga Terus	Lumpur	52.736	Kerjasama Team Geologi Indonesia dan Export U.S.S.R. 1962/1963.
<b>Jawa Timur</b>				
1.	Gn. Arjuna	Sublimasi	500	Verslagen & Mededeelingen No. 17; 1932
2.	Crater Idjen	Sedimenter	36.000	Kemmerling
3.	Gn. Dieng	Lumpur	250.000	Honbolt

Sumber : Pustaka Tambang 2011

### I.3 Aspek Marketing

Kebutuhan *insoluble sulphur* di Indonesia meningkat dari tahun ke tahun seiring dengan tumbuhnya industri manufaktur karet terutama industri ban. Pertumbuhan industri ban tersebut ada di atas pertumbuhan industri kendaraan bermotor yang mencapai rata-rata 8% per tahun.

Di Indonesia, pangsa pasar ban nasional pada tahun 2010 dikuasai oleh 7 perusahaan besar dengan persentase yang tertera pada **Gambar 1.5**.



**Gambar I.2** Pangsa Pasar Ban Indonesia Tahun 2010

(Sumber : APBI, Pefindo Divisi Valuasi Saham dan Indexing)

Asosiasi Perusahaan Ban Indonesia (APBI) menyatakan produksi ban kendaraan bermotor roda empat pada tahun ini berada di kisaran 41 juta unit, dan ban roda dua menembus 27 juta unit. Adapun kapasitas terpasang ban mobil saat ini sebesar 42,71 juta unit (ban mobil) dan 32,9 juta unit.

Menurut *Advisor to Board of Director External Affairs* PT Toyota Motor Manufacturing Indonesia (TMMIN), Eko Rudianto, Kapasitas produksi terpasang industri mobil nasional pada 2015 naik menjadi 2 juta unit per tahun dari 2014 sebesar 1,95 juta unit. Dengan kapasitas sebesar ini, Indonesia hampir menyamai kemampuan produksi Thailand, yang selama ini merajai industri otomotif ASEAN.

Berdasarkan data di atas, permintaan ban di Indonesia semakin meningkat, hal ini berarti *vulcanizing agent* untuk pembuatan ban juga meningkat. Tetapi pemakaian

*vulcanizing agent* saat ini masih menggunakan *soluble sulphur*, penambahan *soluble sulphur* pada komposisi karet dapat menyebabkan menurunnya kualitas dari karet. Masalah utama yang disebabkan oleh penggunaan *soluble sulphur* adalah “*bloom*”. *Sulphur bloom* adalah terjadinya kristalisasi sulfur pada permukaan karet. Ketika beberapa lapisan karet disusun bersama untuk membentuk produk ban, sabuk, selang, atau sejenisnya, *sulphur bloom* dapat mengganggu daya kohesi alami antara lapisan yang berdekatan dan menimbulkan masalah seperti terbentuknya gelembung udara. Sehingga industri ban perlu beralih ke bahan *vulcanizing agent* yang dapat meningkatkan kualitas ban, yaitu *insoluble sulphur*.

Dengan kenyataan bahwa jumlah sulfur alam yang melimpah di Indonesia dan kebutuhan *insoluble sulphur* yang semakin meningkat karena permintaan produksi ban yang semakin bertambah, maka apabila pabrik ini dibangun di Indonesia, akan memiliki potensi yang baik untuk didirikan di masa mendatang guna memenuhi kebutuhan *insoluble sulphur* di Indonesia. Karena sampai saat ini, pemenuhan kebutuhan *insoluble sulphur* sebagian besar masih impor dari negara seperti China dan India

#### **I.4 Prospek**

Diperkirakan kebutuhan *insoluble sulphur* di Indonesia sampai dengan tahun 2022 yaitu sebesar 971.761 ton atau sekitar 2,64 kali lipat dari kebutuhan tahun 2014. Hal ini menjadikan peluang bisnis yang sangat menjanjikan bagi perusahaan penghasil *insoluble sulphur*. Produsen *insoluble sulphur* di Indonesia yang ada saat ini masih belum dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dibuktikan dengan data impor *insoluble sulphur* yang meningkat tiap tahunnya. Oleh karena itu, pabrik *insoluble sulphur* dari sulfur alam ini sangat prospektif untuk didirikan di Indonesia mengingat bahan baku sulfur yang melimpah untuk menghasilkan *insoluble sulphur* guna memenuhi

kebutuhan *vulcanizing agent* di dalam negeri. Dengan harga sulfur alam yang relatif rendah dan harga jual *insoluble sulphur* yang relatif tinggi, dapat dipastikan bahwa pabrik ini memiliki prospek yang sangat baik untuk didirikan di Indonesia.

### **I.5 Pemilihan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi pabrik merupakan faktor yang sangat berkaitan erat dengan efisiensi perusahaan ditinjau dari segi ekonomis, sedangkan tata letak pabrik dan tata letak peralatan proses merupakan faktor penting dalam kelancaran operasional pabrik. Lokasi pabrik merupakan faktor terpenting dalam tahap perancangan pabrik karena sangat berpengaruh dalam proses produksi. Kesalahan penentuan lokasi pabrik dapat menyebabkan biaya produksi menjadi mahal dan berakibat lebih buruk pada pemberhentian operasi pabrik karena pailit. Faktor utama dan faktor khusus merupakan faktor yang paling menentukan dalam menetapkan lokasi pabrik yang tepat. Faktor utama meliputi: penyediaan bahan baku, pemasaran (marketing), utilitas (bahan bakar, air, dan listrik), keadaan geografis dan masyarakat. Faktor khusus meliputi: transportasi, tenaga kerja, buangan pabrik, pembuangan limbah, letak serta karakteristik lokasi dan peraturan perundang-undangan.

Pabrik *insoluble sulfur* ini direncanakan akan didirikan di kawasan Purwakarta, Jawa Barat. Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik di Purwakarta ini antara lain sebagai berikut :

#### **1. Lokasi Pasar**

Dengan melihat aspek *marketing*, maka dipilihlah kawasan Purwakarta sebagai lokasi pendirian pabrik *insoluble sulphur* ini. Pemilihan lokasi pendirian pabrik ini dikarenakan terdapat banyak industri ban yang merupakan konsumen terbesar dari produk pabrik

yang didirikan. Banyaknya industri ban di area sekitar Jawa Barat dapat dilihat pada di bawah:

**Tabel I.3** Jumlah Industri Ban di sekitar Jawa Barat

Provinsi	Jumlah Industri
Bekasi	5
Bogor	4
Karawang	2
Bandung	2

(Sumber: Kemenperin, 2019)

## 2. Bahan Baku

Bahan baku merupakan hal penting yang paling berpengaruh dalam penentuan lokasi pabrik. Semakin dekat jarak antara bahan baku dengan pabrik produksi, maka akan semakin mempermudah persiapan (*treatment*) bahan baku, selain itu juga dapat menghemat biaya transportasi. Bahan baku yang digunakan dalam perancangan pabrik *insoluble sulfur* ini adalah sulfur, dimana untuk keperluan transportasinya sendiri membutuhkan biaya yang besar. Berdasarkan **Tabel I.3**, diketahui bahwa Jawa Barat merupakan daerah dengan kapasitas cadangan sulfur yang paling besar. Di mana Telaga Bodas memberikan sumbangan tertinggi, yaitu sebesar 918.278 ton. Diikuti oleh Kawah Putih dengan 153.983 ton. Oleh karena itu pabrik ini harus didirikan di dekat pasokan bahan baku dan juga pasar dari produk *insoluble sulfur*, sehingga pabrik ini akan didirikan di Purwakarta, Jawa Barat.



**Gambar I.3** Peta Lokasi Jawa Barat

### 3. Transportasi

Transportasi merupakan salah satu faktor dalam penentuan lokasi pabrik, dimana transportasi yang baik akan mempermudah dalam hal pengambilan bahan baku dan juga distribusi produk ke berbagai pasar konsumen. Telaga Bodas sebagai *pen-supply* utama bahan baku sulfur berada di Tasikmalaya, sehingga untuk transportasi bahan baku menuju pabrik dapat dilakukan melalui jalur darat, yakni akses jalan raya. Sedangkan untuk pendistribusian produk *insoluble sulfur* dapat dilakukan melalui akses jalur darat maupun laut. Cikampek sendiri merupakan lokasi strategis untuk mendirikan pabrik *insoluble sulfur*, hal ini dikarenakan produsen ban yang merupakan konsumen utama dari pabrik ini banyak terdapat pada kawasan Jawa Barat, seperti Karawang, Bekasi dan Bogor. Selain itu, lokasi Cikampek tidak jauh dari Pelabuhan Internasional Patimban yang terletak di Subang, Jawa Barat. Dimana seluruh akses ekspor impor dilakukan melalui pelabuhan ini.

### 4. Ketersediaan Air



Air yang akan digunakan untuk kebutuhan pabrik *insoluble sulfur* ini berasal dari Sungai Citarum dengan cadangan dari Sungai Cipunegara dan Waduk Walahar yang selanjutnya akan diolah sendiri lebih lanjut melalui sistem utilitas pabrik sehingga dapat memenuhi kebutuhan air proses yang diperlukan oleh industri *insoluble sulfur*.

5. Ketersediaan Lahan

Luas wilayah Kabupaten Karawang 1737,30 km<sup>2</sup> atau sekitar 4,91 % dari luas Provinsi Jawa Barat dengan luasan lahan Kawasan *Karawang International Industrial City* (KIIC) sebesar 15 km<sup>2</sup> sehingga berpotensi untuk mendirikan industri baru.

6. Ketersediaan Listrik

Listrik merupakan sarana yang penting bagi suatu pabrik. Aliran listrik pabrik *insoluble sulfur* ini dipenuhi oleh PLN wilayah Jawa Barat.

## **BAB II**

### **BASIS DESAIN DATA**

#### **II.1 Kapasitas**

Kapasitas produksi pabrik *insoluble sulphur* (IS) ini ditentukan berdasarkan jumlah komoditas belerang dari segala jenis (selain belerang sublimasi, belerang hasil endapan dan belerang koloidal; kode HS 250300) yang diimpor oleh pemerintah Indonesia selama empat tahun terakhir dengan asumsi bahwa 10% dari total impor komoditas tersebut adalah IS. Berikut merupakan data komoditas impor IS dari tahun 2015 sampai 2018.

**Tabel II.1 Data Impor Komoditas *Insoluble Sulphur* (IS) tahun 2015 - 2018**

<b>Tahun</b>	<b>Jumlah (ton)</b>	<b>Pertumbuhan (%)</b>
2015	63.821,38	-
2016	72.463,49	14%
2017	82.193,04	13%
2018	77.162,94	-6%
Pertumbuhan rata-rata (%)		7%

*(Badan Pusat Statistik Indonesia, 2019)*

Pabrik IS ini direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2023 dengan peluang kapasitas, menurut Max S. Peter (1991), dapat diprediksi melalui persamaan berikut

$$F = P(1 + i)^n$$

dengan keterangan:

F = jumlah komoditas impor pada tahun 2023

P = jumlah komoditas impor pada tahun 2015

i = pertumbuhan rata-rata komoditas impor pada tahun 2015 –

Berdasarkan persamaan tersebut, jumlah komoditas impor IS oleh Indonesia pada tahun 2023 diprediksi sejumlah 109.242,45 ton. Untuk memenuhi 34% kebutuhan IS di Indonesia, kapasitas pabrik IS yang akan didirikan adalah 38.000 ton/tahun. Pembangunan pabrik IS dengan kapasitas 38.000 ton/tahun pun dapat meningkatkan nilai jual bahan baku (sulfur/belerang) sehingga dapat meningkatkan perekonomian Indonesia. Pabrik ini direncanakan bisa memasok kebutuhan IS pada industri manufaktur karet terutama ban di daerah Jawa Barat, Indonesia.

## **II.2 Lokasi**

Pabrik akan didirikan di Karawang, Jawa Barat dengan kondisi sebagai berikut:

### **a. Letak Wilayah**

Secara administratif, Kabupaten Karawang mempunyai batas-batas wilayah sebagai berikut :

- Sebelah Utara batas alam, yaitu Laut Jawa.
- Sebelah Timur berbatasan dengan Kabupaten Subang.
- Sebelah Tenggara berbatasan dengan Kabupaten Purwakarta.
- Sebelah Selatan berbatasan dengan Kabupaten Bogor dan Kabupaten Cianjur.
- Sebelah Barat berbatasan dengan Kabupaten Bekasi.

### **b. Topografi**

Bentuk tanah di Kabupaten Karawang sebagian besar berbentuk dataran yang relatif rata dengan variasi antara 0 – 5 m di atas permukaan laut. Hanya sebagian kecil wilayah yang bergelombang dan berbukit-bukit dengan ketinggian antara 0– 1200 m di atas permukaan laut

c. **Geologi**

Wilayah Kabupaten Karawang sebagian besar tertutup dataran pantai yang luas yang terhampar di bagian pantai Utara dan merupakan batuan sedimen yang dibentuk oleh bahan-bahan lepas, terutama endapan laut dan aluvium vulkanik. Di bagian tengah ditempati oleh perbukitan, terutama karawangkab.bps.go.id Karawang Dalam Angka 2015 Karawang In Figures Letak geografis - Geographical Location 3 dibentuk oleh batuan sedimen, sedangkan di bagian Selatan terletak Gunung Sanggabuana dengan ketinggian  $\pm 1.291$  m di atas permukaan laut.

d. **Iklim**

Sesuai dengan bentuk morfologinya, Kabupaten Karawang terdiri dari dataran rendah yang mempunyai temperatur udara rata-rata 27 derajat celcius dengan tekanan udara rata-rata 0,01 milibar, penyinaran matahari 66 persen dan kelembaban nisbi 80 persen. Curah hujan tahunan berkisar antara 1.100 – 3.200 mm/tahun. Pada bulan Januari sampai April bertiup angin Muson Laut dan sekitar bulan Juni bertiup angin Muson Tenggara. Kecepatan angin antara 30 – 35 km/jam, lamanya tiupan rata-rata 5 sampai 7 jam.

e. **Hidrografi**

Kabupaten Karawang dilalui oleh aliran sungai yang melandai ke Utara arah Sungai Citarum dan merupakan pemisah antara Kabupaten Karawang dengan Kabupaten Bekasi, sedangkan Sungai Cilamaya merupakan batas wilayah dengan Kabupaten Subang. Selain sungai, terdapat juga 3 buah saluran irigasi yang besar yaitu Saluran Induk Tarum Utara, Saluran Induk Tarum Tengah dan Saluran Induk Tarum Barat yang dimanfaatkan untuk pengairan sawah, tambak dan keperluan Industri.

(Badan Pusat Statistik Kabupaten Karawang)

## II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

### II.3.1 Kualitas Bahan Baku

Bahan baku yang akan digunakan adalah sulfur padat (bubuk) dengan acuan spesifikasi pada salah satu produsen sulfur di Indonesia, yaitu PT. Indosulfur Mitrakimia Bandung, yang memiliki spesifikasi sulfur sebagai berikut.

**Tabel II.1 Spesifikasi Bahan Baku Sulfur**

No.	Parameter	Nilai	Satuan
1	Kadar air	0,01	%
2	Kadar sulfur (kemurnian)	99,85	%
3	Keasaman (sebagai H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> )	0,02	%
4	Kadar abu ( <i>ash</i> )	< 0,01	%
5	Kandungan organiks	0,11	%
6	Warna	Kuning	
7	Arsenik (As)	< 0,01	ppm
8	Selenium (Se)	1,67	ppm

(PT. Indosulfur Mitrakimia Bandung, 2019)

Diketahui bahwa lumpur sulfur alam dari Telaga Bodas memiliki kadar sulfur pada rentang 30-70% dan telah terbukti dapat dimurnikan dengan metode *flotation* (U.S. Bureau of Mines Mineral Trade Notes Index, 1948).

### II.3.2 Kualitas Produk

Bahan baku sulfur yang diolah menjadi produk utama *insoluble sulphur* memiliki properti fisik, kimia, dan spesifikasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.2 . Pada perancangan desain pabrik ini, *insoluble sulfur* akan dibuat agar memenuhi spesifikasi *insoluble sulfur* grade I.

**Tabel II.2 Spesifikasi Produk *Insoluble Sulfur***

<b>Parameter</b>	<b>Grade I</b>	<b>Grade II</b>
Keasaman (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> , %)	0,05	0,05
Kehilangan massa, %	0,55	0,55
Residu pada pembakaran	0,3	0,3
Kehalusan sebagai residu pada:		
63 mesh, %	0,1	2
125 mesh, %	0,2	0,2
180 mesh, %	0,02	0,02
Total sulfur, %	80 ± 1	99
<i>Insoluble sulfur</i> , %	72	90
<i>Thermal reversion</i> , %	30	30
Kadar minyak, %	20 ± 1	0

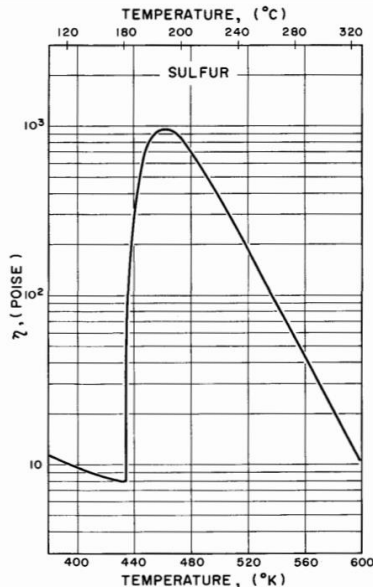
(Manak Bhavan, 1995)

### II.3.2.1 Sifat Fisik dan Kimia

Menurut MacKnight dan Tobolsky (1965), ketika sulfur ortorombik dipanaskan dalam suatu tabung tertutup, sulfur tersebut akan meleleh menjadi cairan kuning pucat dengan viskositas rendah pada suhu sekitar 113°C. Seperti pada Gambar II.1, viskositas menurun pada suhu yang lebih tinggi. Suhu 159°C disebut sebagai suhu peralihan.

### Gambar II.1 Kurva Hubungan Viskositas dengan Suhu untuk Sulfur Cair

Ketika sulfur cair dipanaskan sampai suhu di atas 159°C, disarankan pada rentang 200 – 250°C, kemudian dilakukan proses *quenching* sampai suhu menjadi sekitar -20°C akan didapatkan suatu senyawa transparan yang elastis. Senyawa tersebut akan mengeras jika disimpan di suhu ruang,



dengan pembentukan kristal sulfur ortorombik yang dapat dilihat secara kasat mata. Jika senyawa ini dilarutkan dengan CS<sub>2</sub>, sebagian sulfurnya larut sebagai cincin-cincin S<sub>8</sub>.

Sebagian sulfur yang sisanya tidak dapat larut oleh CS<sub>2</sub> dan sampai beberapa tahun telah dikenal sebagai *polymeric sulfur*. Sulfur memiliki kelarutan paling tinggi pada CS<sub>2</sub>, S<sub>2</sub>Cl<sub>2</sub>, anilin, CHI<sub>3</sub>, piridin, NH<sub>3</sub>, dan (NH<sub>4</sub>)<sub>2</sub>S. Berikut adalah tabel perbandingan kelarutan sulfur dengan berbagai pelarut.

Solvent	Solubility (wt %) g of S/100 g solvent	T, °C	Ref
H <sub>2</sub> S	0.14	-60	233
	0.005	0	
	1.3	80	
SO <sub>2</sub>	0.0078	25	234
	0.039	60	
	0.46	140	
CS <sub>2</sub>	4	-80	234
	35.5	25	
	55.66	60	
CCl <sub>4</sub>	0.148	-24	234
	0.86	25	
	1.94	60	
CHCl <sub>3</sub>	1.2	60	5, a
CHBr <sub>3</sub>	3.64	5.6	
CHI <sub>3</sub>	42	85	
H <sub>2</sub> O-(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> SO (1:1)	0.003	60	b
Ethanol-(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> SO (1:1)	0.37	60	b
Acetone-(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> SO (1:1)	0.45	60	b
NH <sub>3</sub> -(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> SO (1:1)	15	60	b
NH <sub>3</sub>	38.6	-20	c
	21	30	
(NH <sub>4</sub> ) <sub>2</sub> S	37	20	d
S <sub>2</sub> Cl <sub>2</sub>	7.3	-9	a
	17	21	
	97	110	
Pyridine	10.5	85	27
	19.2	100	
Aniline	46	130	27
Benzene	2.1	25	5, a
	17.5	100	
Ethanol	0.066	25.3	
Ethyl ether	0.283	23	27
Acetone	2.7	25	
Hexane	0.25	20	27
	2.8	100	

**Tabel II.3 Kelarutan Sulfur pada Berbagai Pelarut**



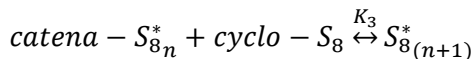
(Meyer, 1976)

Telah diprediksi bahwa sulfur cair di atas suhu 159°C memiliki kesetimbangan campuran antara cincin S<sub>8</sub> dengan rantai S<sub>8</sub>. Proses *queching* yang cepat pada sulfur cair diperkirakan dapat “membekukan” sementara kesetimbangan ini. Pada tahun 1959, Tobolsky dan Eisenberg berhasil membuktikan teori dua konstanta kesetimbangan polimerisasi yaitu tahap inisiasi (*initiation*) dan tahap propagasi (*propagation*) untuk menjelaskan perilaku sulfur pada fase cairnya termasuk pada bagian transisi.

Kesetimbangan polimerisasi sulfur dapat dituliskan sebagai tahap inisiasi sebagai berikut



dan tahap propagasi yang dituliskan sebagai berikut



Siklooktasulfur (*cyclo-S<sub>8</sub>*) disimbolkan sebagai M (monomer) dan katenaokta sulfur sebagai M<sub>n</sub><sup>\*</sup> (polimer), dengan satuan mol/kg, sehingga kesetimbangannya dapat ditulis menjadi

$$M \xrightleftharpoons{K} M^*; \frac{M^*}{M} = K; M^* = KM$$

N nilai konstanta kesetimbangan M, K, dan K<sub>3</sub> pada berbagai suhu ditunjukkan pada Tabel II.4 berikut.

**Tabel II.4 Nilai Konstanta Kesetimbangan M, K, dan K<sub>3</sub> pada Berbagai Suhu**

Suhu (K)	Suhu (°C)	M	K	K <sub>3</sub>
385	111,85	-	2,85 × 10 <sup>-14</sup>	0,1402
400	126,85	-	1,10 × 10 <sup>-13</sup>	0,1805
410	136,85	-	2,68 × 10 <sup>-13</sup>	0,2050

420	146,85	-	$8,85 \times 10^{-13}$	0,2293
425	151,85	-	$1,87 \times 10^{-12}$	0,2405
428	154,85	-	$2,00 \times 10^{-12}$	0,2470
430	156,85	-	$2,26 \times 10^{-12}$	0,2525
440	166,85	3,65	$5,32 \times 10^{-12}$	0,2736
450	176,85	3,36	$1,22 \times 10^{-11}$	0,2970
460	186,85	3,14	$2,71 \times 10^{-11}$	0,3185
470	196,85	2,89	$6,09 \times 10^{-11}$	0,3460
490	216,85	2,52	$2,59 \times 10^{-10}$	0,3976
510	236,85	2,21	$9,45 \times 10^{-10}$	0,4514
540	266,85	1,86	$5,69 \times 10^{-9}$	0,5366
580	306,85	1,52	$2,71 \times 10^{-8}$	0,6527

(MacKnight & Tobolsky, 1965)

Menurut MacKnight dan Tobolsky (1965), sifat dari *polymeric sulphur* dapat diringkas menjadi berikut: *polymeric sulphur* berada di kesetimbangan dengan cincin-cincin  $S_8$  (walaupun cincin yang lebih kecil pun ada dalam jumlah yang sedikit) di atas suhu  $159^\circ\text{C}$  yang menunjukkan *floor temperature* untuk proses polimerisasi sulfur. Seiring dengan bertambahnya suhu, konsentrasi *polymeric sulfur* pun meningkat dan rata-rata berat molekulernya menurun. Jika kesetimbangan campuran monomer-polimer dilakukan proses *quenching* dengan cepat hingga suhu di bawah  $-30^\circ\text{C}$ , maka akan dihasilkan senyawa berupa gelas transparan yang tidak berbentuk (*amorphous*). Di atas suhu tersebut, fraksi monomer akan segera terkristalisasi menjadi sulfur ortorombik sedangkan polimernya akan tetap pada kondisi *amorphous*.

Senyawa polimer ini, secara termodinamika, tidaklah stabil pada suhu ruang namun hanya akan kembali ke kesetimbangan sulfur ortorombik secara perlahan pada suhu  $75^\circ\text{C}$ . *Polymeric sulphur* dapat dihasilkan dalam kondisi semikristalin dengan cara mendinginkan uap sulfur dengan cara: hidrolisis  $S_2Cl_2$ , irradiasi larutan  $CS_2$  pada sulfur, dan

dengan melakukan *quenching* pada kesetimbangan fluida cair campuran ke suhu ruang. Pada bentuk ini, *polymeric sulphur* dikenal sebagai  $S_8$  dan memiliki pola difraksi x-ray yang terdefinisi. *Polymeric sulphur* dapat kembali ke kesetimbangannya ortorombik sulfur dengan cepat pada suhu di atas 90°C.

*Insoluble sulphur* memiliki wujud padat (*powder*) berwarna kuning dengan karakteristik bau yang khas. Titik lelehnya berada pada rentang 90– 119°C dengan *bulk density* 250 – 450 kg/m<sup>3</sup>. Sesuai dengan namanya, *insoluble sulphur* tidak larut dalam air namun terlarut sebagian pada pelarut organik. Mengacu pada *safety data sheet* (SDS) beberapa produk *insoluble sulphur* yang terdapat di pasar, *insoluble sulphur* memiliki sifat fisik dan kimia yang utama sebagai berikut.

**Tabel II.5 Sifat Fisika dan Kimia *Insoluble Sulphur* (IS)**

Sifat Fisik/Kimia	Nilai	Satuan
Wujud	Padat (bubuk)	
Warna	Kuning	
Bau	Belerang	
Titik leleh	90 – 119	°C

Sifat Fisik/Kimia	Nilai	Satuan
<b>Titik didih</b>		
- <b>M</b>	<b>9</b>	°C
- <b>B</b>	<b>4</b>	°C
Massa jenis	1,78	g/cm <sup>3</sup>
<i>Bulk density</i>	250 –	<sup>3</sup>
<i>Autoignition temperature (sulfur)</i>	<b>23 (sulfur)</b>	°C
Kelarutan		

- Air - Pelarut organik	Tidak larut Larut sebagian	
<i>Upper explosion/flammability limit</i>	> 2.000	g/m <sup>3</sup>
<i>Lower explosion/flammability limit</i>	35	g/m <sup>3</sup>

(Eastman, 2019)

### II.3.2.2 Spesifikasi

Spesifikasi produk *insoluble sulphur* (IS) disesuaikan dengan standar *insoluble sulphur* yang dibutuhkan industri ban sebagai *vulcanizing agent*. Menurut Yu Xuan Jing dan Jin Min Wu (2015), kebutuhan untuk industri ban yang dapat digunakan sebagai *vulcanizing agent* memiliki spesifikasi seperti yang ditunjukkan Tabel II.6. Spesifikasi pada Tabel II.2 sesuai dengan Tabel II.6 terutama pada kadar *insoluble sulfur* yang diharapkan.

**Tabel II.6 Spesifikasi *Insoluble Sulphur* (IS) yang Dibutuhkan Industri Ban**

Parameter	Nilai	Satuan
Kadar IS dari total sulfur (TS)	< 90	%
HTS ( <i>high thermal stability</i> ) pada 105°C	< 71	%
<i>Sieve residue</i> pada 150 µm	≤ 1,5	%
Ukuran partikel	5 -30	µm

Pada pasar dunia, spesifikasi *insoluble sulphur* yang beredar memiliki variasi seperti yang ditampilkan pada Tabel II.6 dan Tabel II.2. Beberapa produk yang memiliki properti khusus seperti ketahanan termal dan dispersi yang lebih baik bergantung pada kebutuhan konsumen seperti yang ditunjukkan pada Tabel II.7 dan Tabel II.8 berikut.

**Tabel II.7 Spesifikasi Produk *Insoluble Sulphur (IS)* yang Beredar di Dunia**

<b>Nama Produk</b>	<b>Kadar IS dari TS, %</b>	<b>Kadar sulfur, %</b>	<b>As h, %</b>	<b>Kadar minyak, %</b>	<b>Residu pada 150 <math>\mu</math> sieve, %</b>	<b>H S <math>\emptyset</math> °C (pada TS), %</b>	<b>Keasaman (sebagai H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>), %</b>
Afepasa HS 8510	99	90	*	10	*	*	*
Crystex™ 60 OT 10	> 60	90	< 0,05	9 – 11	< 1,5	*	< 0,05
Crystex™ HD OT 20	> 90	80	< 0,05	20	*	> 80	< 0,05
Crystex™ HS OT 10	> 90	89 – 91	< 0,05	9 – 11	< 1,5	> 80	< 0,05
Crystex™ HS OT 20	> 90	79 – 81	< 0,05	19 – 21	< 1,5	> 80	< 0,05
Crystex™ OT 33 AS	> 95	65 – 70	6,5 – 8,5	23,5 – 26,5	< 1,5	> 60	< 0,05

Mucron OT-20	> 70	78 – 82	< 0,15	18 – 22	*	*	< 0,15
Mucron OT-20HD	> 70	78 – 82	< 0,10	18 – 22	*	*	< 0,15
OCC DS OT 20 HD	95	80 ± 1,5	0,05	20 ± 1,5	*	80	0,05
OCC DS OT 25 AS	95	67 ± 1	8 ± 1,5	25 ± 1,5	*	75	0,05
OEM HDOT 20	90	80 ± 0,1	0,15	20 ± 0,1	*	80	0,05
OEM OT-7520	94	80 ± 0,1	0,15	20 ± 0,1	*	80	0,05
OEM OT-7720	96,5	80 ± 0,1	0,15	20 ± 0,1	*	80	0,05
OEM OT10	95	90 ± 0,1	0,15	10 ± 0,1	*	80	0,05
OEM OT33	90	67 ± 0,1	0,15	33 ± 0,1	*	75	0,05

Nama Produk	Kadar IS dari TS, %	Kadar sulfur, %	As h, %	Kadar minyak, %	Residu pada 150 µm	HT S 105 °C (pada da	Keasaman (sebagai H2SO4), %
-------------	---------------------	-----------------	---------	-----------------	--------------------	----------------------	-----------------------------

					<i>sieve</i> , %	<b>TS</b> , %	
Polsi nex 20, Polsi nex 20 HQ	90	80	*	20	*	*	*
Polsi nex 33, Polsi nex 33 HQ	89	67	*	33	*	*	*
Shan gyi Chem HD OT- 20	90	79 – 81	0,1 0	20 ± 0,1	0,2 **	80	0,05

**Tabel II.8 Properti Khusus pada Produk *Insoluble Sulphur (IS) Crystex™***

<b>Nama Produk</b>	<b>Properti Khusus</b>
Crystex™ 60 OT 10	-
Crystex™ HD OT 20	<i>Special grade</i> dengan <i>flowability</i> dan <i>dispersibility</i> yang ditingkatkan
Crystex™ HS OT 10	-

Crystex™ HS OT 20	<i>Special grade</i> dengan ketahanan stabilitas pada suhu tinggi ( <i>high thermal stability</i> )
Crystex™ OT 33 AS	<i>Special grade</i> dengan ketahanan stabilitas pada suhu tinggi ( <i>high thermal stability</i> ) dan <i>dispersibility</i> yang baik karena pengaruh keberadaan silika



## BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

### III.1 Seleksi Proses

Pembuatan *insoluble sulfur* dengan bahan baku sulfur alam diawali dengan proses sintesis, yaitu polimerasi sulfur yang menggunakan pelarut CS<sub>2</sub>. Agar perolehan sulfur meningkat, maka *soluble sulfur* dan *insoluble sulfur* yang terbentuk harus dipisahkan. *Soluble sulfur* sebagai produk samping selanjutnya di-*recycle*, sementara *insoluble sulfur* dimurnikan untuk meningkatkan kemurniannya. Tabel III.1 merupakan perbandingan beberapa proses produksi sulfur dan bahan bakunya.

**Tabel III.1** Berbagai Macam Proses Produksi Sulfur

Parameter	Cara Pengambilan			
<b>Proses</b>	<i>Frasch</i>	<i>Flotation and Benefication</i>	<i>Claus</i>	<i>Elebrun kilat-Outokumpu, Orkla, Dranda</i>
<i>Bahan Baku</i>	<i>Belerang alam dari dalam tanah</i>	<i>Belerang alam dari gunung berapi (Indonesia)</i>	<i>Belerang dari gas buang bahan bakar</i>	<i>Belerang dari batuan sulfida</i>

*Penelitian terhadap insoluble sulfur* telah dilakukan oleh beberapa peneliti sebelumnya, antara lain: Arnold Belchetz (1947), Alvin Schallis (1949), Ralph Eugene Morningstar (1954), Michael J. Block (1972), dan Kyung S. Shim (1982). Berdasarkan pada beberapa penelitian terdapat beberapa perbedaan dalam memproduksi *insoluble sulfur*. Dalam hal ini,

perbedaan penelitian-penelitian tersebut disajikan dalam bentuk tabel dengan beberapa parameter dibawah ini:

**Tabel III.2** Tipe Proses Pembuatan *Insoluble Sulfur* berdasarkan Penelitian

<b>Parameter</b>	<b>Belchetz (1947)</b>	<b>Morningstar (1954)</b>	<b>M. J. Block (1972)</b>	<b>Keterangan</b>
<b>Lisensor</b>	<b>Stauffer Chemical Co.</b>	<b>Mathieson Chemical Corp Olin Corp</b>	<b>Union Oil Co of California</b>	
<b>Medium</b> <i>Quenching</i>	CS <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> O	Toluene dan larutan hidrokarbon tinggi halogen	H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> mahal dan berbahaya</li> <li>• <math>\text{H}_2\text{O}</math> karena CS<sub>2</sub> bersifat <i>volatile</i></li> </ul>
<i>Sintesis Proses</i>	<i>Scrubbing tower</i>	<i>Quenching chamber</i>	<i>Quenching chamber</i>	<i>Scrubbing tower memperluas kontak sulfur dengan CS<sub>2</sub></i>
<i>Recycle</i>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Fractination tower</i></li> <li>• <i>Recovered</i></li> </ul>	-	<ul style="list-style-type: none"> <li>• <i>Flash chamber</i></li> <li>• <i>Recovered</i></li> </ul>	<i>Rada penelitian M. JBlock memerlukan banyak</i>

	<i>soluble sulfur</i> dalam fase <i>liquid</i>		<i>soluble sulfur</i> dalam fase <i>solid</i>	energi dan penambahan alat karena harus mengubah fase <i>solid</i> ke <i>liquid</i>
Proses Tambahan	-	Penggunaan hidrokarbon ( <i>hydrocarbonate oil</i> ) untuk media <i>quenching</i>	-	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Penggunaan <i>hydrocarbonate oil</i> di awal proses dapat menimbulkan <i>black specks</i> pada <i>insoluble sulfur</i></li> <li>• Penambahan <i>hydrocarbonate oil</i> pada produk akhir memerlukan reagen tambahan iodine</li> </ul>

<i>Yield</i>	60%	32-47%	40-60%	
--------------	-----	--------	--------	--

Menurut Barnicki (2017), *polymeric sulfur* (biasa disebut *insoluble sulfur* karena kelarutannya yang sangat rendah pada pelarut CS<sub>2</sub>, pelarut sulfur dengan tingkat kelarutan tertinggi, jika dibandingkan dengan *cyclooctasulfur* atau S<sub>8</sub>) dan proses untuk sintesisnya dari senyawa yang mengandung sulfur telah dideskripsikan dalam banyak literatur. *Insoluble sulfur* (IS) diketahui bisa didapatkan pada campuran alotrop sulfur pada suatu suhu yang stabil dengan rentang dari sekitar < 0,3% berat pada suhu kurang dari 140°C sampai maksimal sekitar 40% berat pada rentang suhu 200 - 300°C.

Penelitian sebelumnya mendeskripsikan proses produksi IS dengan metode sintesis polimer . Tiga penelitian tersebut memiliki kemiripan yaitu melibatkan proses penguapan (*vaporizing*) pada suhu tinggi (umumnya di atas 400 °C) untuk membentuk kesetimbangan campuran dengan komposisi 20 - 40% berat mengandung *polymeric sulfur*, *cyclooctasulfur*, serta alotrop sulfur siklik lainnya, yang kemudian dilakukan proses *quenching* dengan cepat dalam suatu pelarut (seperti CS<sub>2</sub>) pada suhu yang rendah (umumnya di bawah 60°C) agar dihasilkan suatu campuran yang mengandung IS. Campuran tersebut kemudian diekstrak menggunakan pelarut, misalnya CS<sub>2</sub>, untuk memisahkan *soluble sulfur* seperti *cyclooctasulfur*. Setelah dilakukan *quenching* dan ekstraksi, IS mula-mula berwujud *amorphous* namun cenderung berubah menjadi mikrokristalin pada pelarut. Pengembangan teknologi selanjutnya pun memiliki garis besar alur yang sama namun dengan beberapa perubahan kondisi operasi, pemakaian pelarut yang berbeda, kondisi operasi yang berbeda, dan penambahan atau unit operasi yang dirancang.

Pemilihan proses dalam mendesain sebuah pabrik sangat diperlukan untuk menghasilkan produk yang lebih maksimal, ekonomis dan memenuhi kebutuhan pasar. Dalam hal ini,

pemilihan proses pembuatan *insoluble sulfur* berdasarkan pada proses dalam tahapan pembuatan *insoluble sulfur*. Untuk pemilihan proses produksi sulfur dipilih bahan baku sulfur dari sulfur alam yang berasal dari gunung dengan proses *flotation and benefication*. Hal ini karena bahan baku masih berupa lumpur sehingga proses yang paling tepat digunakan adalah proses *flotation and benefication* dimana pengambilan sulfur alam dengan cara sublimasi dari lumpur yang mengandung sulfur yang berasal dari dalam gunung tersebut. Sedangkan untuk pemilihan tipe-tipe proses pembuatan *insoluble sulfur*, pada sub-bab sebelumnya, maka dipilih proses pembuatan *insoluble sulfur* berdasarkan penelitian Arnold Belchetz dengan empat tahapan proses yaitu proses sintesis, proses pemisahan, proses *recycle* dan proses pemurnian. Hal ini dikarenakan parameter yang digunakan kompleks dan lengkap. Pertimbangan yang diambil berdasarkan pada medium *quenching*, *recycle* dan proses sintesis. Dalam hal ini, pemilihan proses dari penelitian Arnold Belchetz lebih spesifik dalam menjelaskan setiap detail proses. Namun, dalam proses pembuatan pabrik ini, ada beberapa peralatan yang perlu diganti. Peralatan tersebut antara lain *flash drum* yang semula *fractionating tower*, *vessel melter tank* yang lebih menyerupai bentuk *autoclave*, *quenching tower* yang awalnya adalah *scrubbing tower*.

### **III.2 Uraian Proses**

Sulfur untuk memproduksi *insoluble sulphur* dapat diperoleh dari eksplorasi sulfur alam di daerah gunung berapi. Proses pembuatan *insoluble sulphur* tersebut dapat diuraikan sebagai berikut:

#### **A. Peningkatan Kadar Sulfur Alam**

Sulfur sebagai bahan baku pembuatan *insoluble sulphur* diperoleh dari Gunung Tangkuban Perahu. Endapan sulfur di lahan eksplorasi ini berbentuk bongkahan sehingga diperlukan peningkatan kadar sulfur

terlebih dahulu, antara lain dengan proses flotasi dan benefikasi. Dalam flotasi dilakukan penambahan air dan *frother*, sehingga sulfur akan terapung dan dapat dipisahkan. Secara garis besar pemisahan dengan cara flotasi dilakukan dalam 2 tahap, yaitu tahap *conditioning* dan tahap pengapungan mineral (flotasi). Tahap *conditioning* bertujuan untuk membuat suatu mineral tertentu bersifat hidrofobik dan mempertahankan mineral lainnya bersifat hidrofilik. Pada tahap *conditioning* ini, ke dalam *pulp* dimasukkan beberapa reagen flotasi. Sedangkan tahap flotasi atau aerasi adalah tahap pengaliran udara ke dalam *pulp* secara mekanis baik agitasi maupun injeksi udara. Sedangkan dalam *benefication* proses, sulfur setelah ditambahkan air dan reagen-reagen dipanaskan dalam autoklaf selama  $\frac{1}{2}$ -  $\frac{3}{4}$  jam pada tekanan 3 atm, sehingga setiap partikel kecil sulfur terkumpul, kemudian dilakukan pencucian dengan air untuk menghilangkan tanah, lalu dipanaskan kembali dalam autoklaf sehingga sulfur terpisah sebagai lapisan sulfur dengan kadar 80 – 90%.

#### A. Proses Sintesa

Bahan baku sulfur selanjutnya dimasukkan ke *hammer crusher* dengan *belt conveyor*. *Hammer crusher* ini berfungsi untuk menghancurkan sulfur-sulfur padat yang berukuran besar menjadi ukuran yang lebih kecil yang selanjutnya akan dimasukkan ke dalam *vessel melter tank*. *Vessel melter tank* berfungsi untuk melelehkan material sulfur dari fase padat (*temperature* 30°C) menjadi fase cair (*temperature* 137,19°C). Pemanasan dilakukan dengan memanfaatkan panas laten *steam* bersuhu 150°C. *Vessel melter tank* dilengkapi dengan agitator untuk mengaduk sulfur sehingga pemanasan akan merata. Pada suhu 95,5°C, sulfur *rhombik* (kristal octahedral) akan berubah menjadi *monoclinic* (kristal berbentuk jarum).

Selanjutnya pada suhu 118,7°C, struktur sulfur pecah dan membentuk cincin sulfur. Hal ini ditandai dengan perubahan fase sulfur dari *solid* menjadi *liquid*. Sulfur ini perlu dilelehkan sebelum masuk *vaporizer* karena akan bercampur dengan *SS-CS<sub>2</sub> recycle* yang berfase *liquid*.

Selanjutnya sulfur *liquid* yang keluar dari *Vessel melter tank* dipompa menuju *vaporizer*. *Vaporizer* berfungsi untuk memanaskan sulfur hingga suhu 700°C sehingga fase campuran menjadi uap seluruhnya. Di dalam *vaporizer* ini, terjadi proses polimerisasi mulai suhu 159°C. Proses polimerisasi sulfur ini menghasilkan *soluble sulphur* dan *insoluble sulphur*. Selanjutnya, uap *soluble sulphur* dan *insoluble sulphur* dialirkan melalui pipa menuju *quenching tower*. Dalam *quenching tower* ini, material akan dikontakkan secara langsung dengan larutan *CS<sub>2</sub>*. Penggunaan *CS<sub>2</sub>* dingin ini dimaksudkan agar terjadi pendinginan secara tiba-tiba sehingga sulfur berubah fase menjadi padat. Medium pendingin yang digunakan dalam proses *quenching* ini adalah *CS<sub>2</sub>*. Medium pendingin yang digunakan harus memenuhi syarat berikut: (1) Tidak bereaksi dengan sulfur; (2) Tidak berbahaya; (3) Tidak korosif terhadap material; (4) Dapat dioperasikan pada tekanan rendah. Selain *CS<sub>2</sub>*, larutan pendingin yang umum ialah *H<sub>2</sub>O*, *H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>*, dan minyak bumi. *H<sub>2</sub>O* tidak digunakan karena bersifat pada suhu tinggi membentuk *iron sulphide* yang mempercepat korosif terhadap material besi. *H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>* tidak digunakan karena berbahaya, sementara penggunaan minyak bumi memerlukan pengoperasian pada tekanan tinggi (A. Belczet, 1947).

Produk dari *quenching tower* terdiri dari dua macam yaitu produk atas dan produk bawah. Produk atas ini berupa uap *CS<sub>2</sub>* yang selanjutnya akan dialirkan menuju *CS<sub>2</sub> Storage Tank*. Sedangkan produk bawah berupa *slurry* yaitu campuran dari *soluble sulphur*, *CS<sub>2</sub>* dan *insoluble*

*sulphur*. *Slurry* dipertahankan berbentuk suspensi dengan cara diaduk menggunakan agitator agar mudah dipompakan menuju *Washer tank*.

#### **B. Proses Pemisahan**

*Slurry* yang dihasilkan dari proses *quenching* dimasukkan ke *washer tank* dengan bantuan *washer pump*. Di dalam *washer tank*, komponen-komponen *slurry* yaitu campuran dari *soluble sulphur*,  $CS_2$  dan *insoluble sulphur* dipisahkan menggunakan proses ekstraksi *single stage*. *Soluble sulphur* yang terlarut dalam  $CS_2$  akan naik ke bagian atas sebagai *overhead product* dan *insoluble sulphur* akan turun sebagai *bottom product*. *Overhead product* selanjutnya masuk ke *storage soluble sulphur +  $CS_2$  tank*, sedangkan *bottom product (insoluble sulphur)* akan menuju *centrifuge* lalu ke *rotary dryer*. Dalam hal ini, *insoluble sulphur* yang menjadi produk masih mengandung  $CS_2$ , sehingga perlu dilakukan proses pemurnian.

#### **C. Proses Pemurnian**

*Insoluble sulphur* yang keluar dari *washer tank* masih mengandung  $CS_2$  sehingga harus dimurnikan kembali. Pemurnian ini menggunakan prinsip sentrifugal di *centrifuge* dan *drying* dalam *Rotary dryer* sehingga diharapkan *insoluble sulphur* tidak lagi mengandung  $CS_2$ . Produk atas *centrifuge* berupa material dengan berat jenis lebih ringan ( $SS+CS_2$ ) akan dicampur dengan produk atas *washer tank* agar  $CS_2$  yang di-*recovery* dapat maksimal. Sementara itu, material dengan berat jenis lebih besar ( $IS +$  sedikit  $SS$  dan  $CS_2$ ) dimasukkan *rotary dryer* agar produk nantinya benar-benar kering dari  $CS_2$ . *Rotary dryer* menggunakan *dry air* sebagai media pengering.  $CS_2$  yang keluar dari proses *drying* ini akan dipisahkan dari udara kering melalui *flash drum*.  $CS_2$  yang menjadi *liquid* selanjutnya ditampung di  *$CS_2$  tank*. Sementara itu, produk *insoluble sulphur* yang keluar dari *rotary dryer* akan



masuk ke *screw conveyor* sebagai alat transportasi menuju *disk mill* untuk *digrinding* kembali menjadi ukuran sekitar *325 mesh* (ukuran produk yang diinginkan). Namun, ukuran *insoluble sulphur* yang keluar dari *ball mill* tidak semuanya langsung menjadi *325 mesh* karena sebagian masih ada yang *oversize product*, sehingga perlu adanya proses *recycle* ukuran menggunakan *screener*. Dari *screener* ini, produk masuk ke *bucket elevator* untuk ditransportasikan kembali menuju *belt conveyor*. Dari *belt conveyor* dikembalikan lagi ke *ball mill* untuk *digrinding* ulang.

Produk *insoluble sulphur* yang sudah memenuhi ukuran yang diinginkan keluar menuju *mixer*. *Mixer* berfungsi untuk mencampurkan *insoluble sulphur* dengan *paraffinic oil*. Penggunaan *paraffinic oil* dimaksudkan untuk mencegah terbentuknya kembali *soluble sulphur* dari *insoluble sulphur*. Keluar dari *mixer*, produk masuk ke dalam *belt conveyor* lalu ke *bucket elevator* sebagai alat transportasi. Dari *bucket elevator*, produk ditampung di dalam *silo*.

#### **D. Proses Recycle**

*Soluble sulphur* dan  $CS_2$  yang keluar sebagai *overhead washer tank* masuk ke *Storage Soluble Sulphur dan  $CS_2$  tank* secara *overflow*. Kemudian dari *storage tank* dicampurkan dengan  $SS+CS_2$  dari *centrifuge* lalu dialirkan menuju *heater* menggunakan pompa. *Heater* berfungsi memanaskan *soluble sulphur* dan  $CS_2$  hingga suhu  $137,19^\circ C$  sebelum masuk ke *flash drum*. Pemilihan suhu ini didasarkan pada properties fisik  $CS_2$  yang akan berubah fase menjadi gas karena memiliki titik didih  $46,5^\circ C$  dan *soluble sulphur* akan tetap dalam fase *liquid* karena memiliki titik didih di atas  $444,67^\circ C$ . Karena perbedaan fase inilah, *soluble sulphur* akan terpisah dari  $CS_2$ .  $CS_2$  akan menjadi produk atas dan *soluble sulphur* akan menjadi produk bawah. *Soluble sulphur* akan

*direcycle ke product stream Vessel melter tank sehingga bercampur dengan sulfur liquid sebelum masuk ke dalam vaporizer. Sementara itu, CS<sub>2</sub> akan dikondensasikan menjadi liquid lalu dimasukkan kembali ke dalam CS tank untuk menspray komponen soluble sulfur dan insoluble sulfur dalam Quenching tower.*

## BAB IV NERACA MASSA & ENERGI


Waktu Operasi	= 1 tahun	
	= 330 hari	
Basis Perhitungan	= 1 jam operasi	
Satuan Perhitungan	= kg	
Kapasitas Produksi	= 38000	ton/tahun
	= 115,15	ton/hari
	= 115152	kg/jam

### Bahan Baku :

- Sulfur <i>feed</i>	= 3857,67	kg/
jam (termasuk impuritis)		
- Stabilizer	= 959,596	kg/jam
- Iodine	= 0,0056	kg/ jam
- CS <sub>2</sub>	= 1719,03	kg/ jam
Total <i>feed</i>	= 6536,6	kg/jam

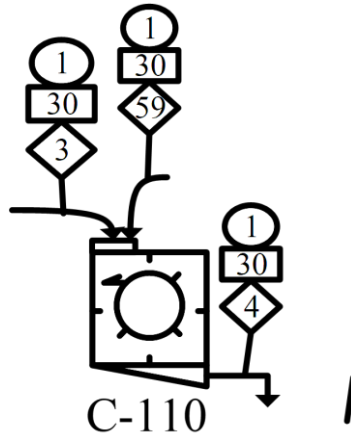
 Tekanan (bar)

 Temperatur (°C)

 Nomor Aliran

## IV.1 Neraca Massa

### 1. Hammer Crusher (C-110)

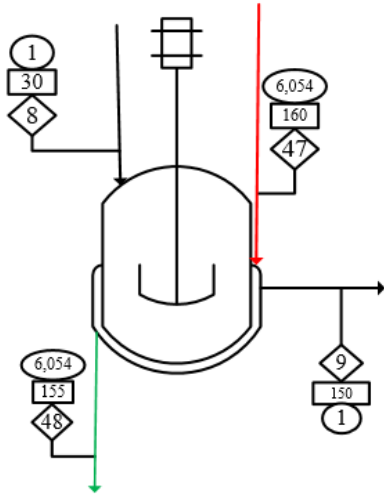


**Gambar IV.1.1** Hammer Crusher (C-110)

**Tabel IV.1.1** Neraca Massa Hammer Crusher (C-110)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<3>	<4>
Sulfur	3857,67	3857,67
TOTAL	3857,67	3857,67

2. *Sulfur Melter* (Q-120)

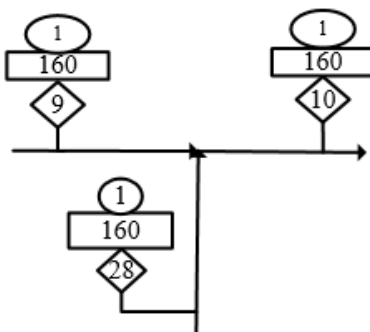


**Gambar IV.1.2** *Sulfur Melter* (Q-120)

**Tabel IV.1.2** Neraca Massa *Sulfur Melter* (Q-120)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<3>	<4>
Sulfur	3857,67	3857,67
TOTAL	3857,67	3857,67

3. *Mix Point I*

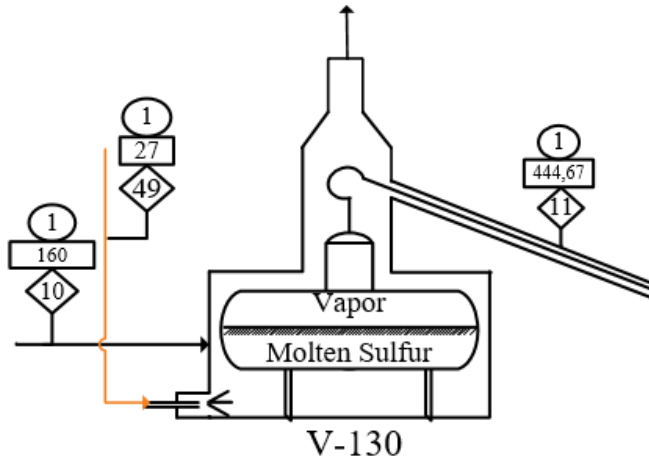


**Gambar IV.1.3** *Mix Point I*

**Tabel IV.1.3** Neraca Massa *Mix Point I*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<11>	<28>	<12>
Sulfur	3.857,67	0.00	3.857,67
SS Recycle	0.00	538,073	538,073
CS <sub>2</sub>	0.00	60,38	60,38
Total	3.857,67	598,451	4.456,12
	4.456,12		4.456,12

4. Vaporizer (V-130)

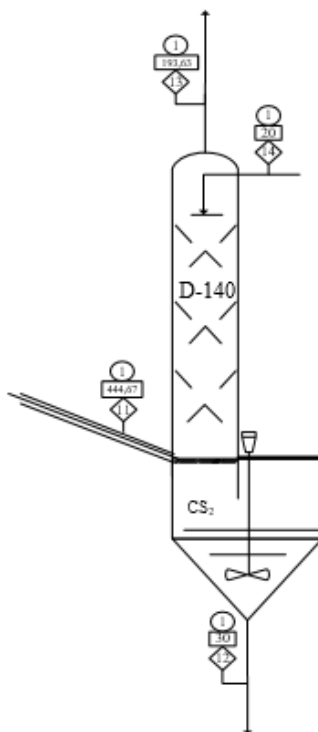


**Gambar IV.1.4** Vaporizer (V-130)

**Tabel IV.1.4** Neraca Massa Vaporizer (V-130)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<10>	<11>
Sulfur	4.393,06	668,32
IS	0,00	3.724,74
CS <sub>2</sub>	60,08	60,08
Total	4.453,13	4.453,13

5. *Quenching Tower* (D-140)



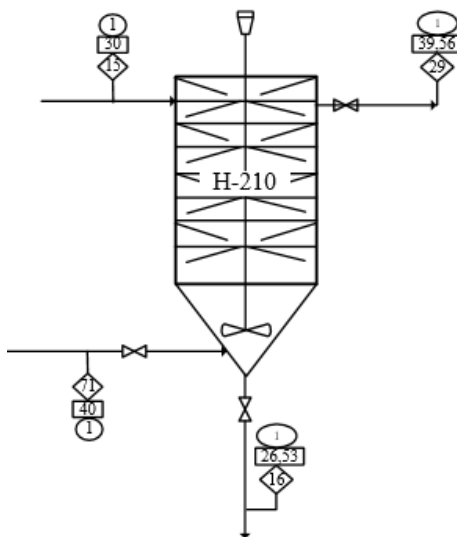
**Gambar IV.1.5** *Quenching Tower* (D-140)

**Tabel IV.1.5** Neraca Massa *Quenching Tower* (D-140)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<11>	<14>	<12>	<13>
Sulfur	668,32	0,00	668,32	0,00
IS	3.724,74	0,00	3.724,74	0,00
CS <sub>2</sub>	60,08	11.686,1	1.786,95	9.959,19
Total	4.453,13	11.686,1	6.180,006	9.959,19
	16.139,2		16.139,2	



6. Washer (H-210)

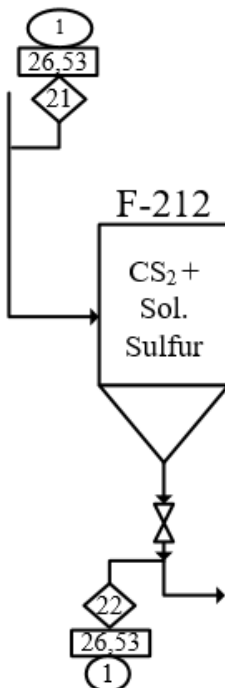


**Gambar IV.1.6** Washer (H-210)

**Tabel IV.1.6** Neraca Massa Washer (H-210)

Komponen	Masuk (kg)			Keluar (kg)	
	<15>	<27>	<71>	<20>	<21>
SS total	668,32	0,00	0,00	414,11 29	<b>254,61 6</b>
<b>IS</b>	<b>3.724, 74</b>	<b>0,00</b>	<b>0,00</b>	<b>3727,0 16</b>	
<b>CS<sub>2</sub></b>	1.786, 95	9.965, 28	99.019 ,4	68596, 47	42176, 31
Total	6.180, 01	9.965, 28	99.019 ,4	72737, 6	42430, 93
	115.168,53			115.168,53	

7. Storage  $CS_2$  + Soluble Sulfur (F-212)

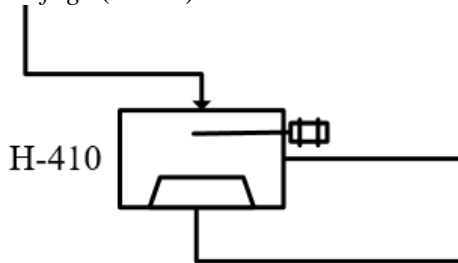


**Gambar IV.1.7** Storage  $CS_2$  + Soluble Sulfur (F-212)

**Tabel IV.1.7** Neraca Massa Storage  $CS_2$  + Soluble Sulfur (F-212)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<16>	<17>
SS total	254,616	254,616
IS	0,00	0,00
$CS_2$	42.176,3	42.176,3
Total	42.430,9	42.430,9

8. *Censtrifuge* (H-410)

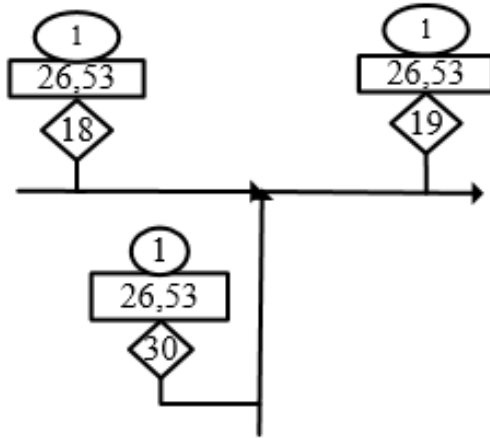


**Gambar IV.1.8** *Centrifuge* (H-410)

**Tabel IV.1.8** Neraca Massa *Centrifuge* (H-410)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<29>	<31>	<30>
SS Total	414,113	130,6557	283,4572
IS	3.727,02	3.727,016	0
CS <sub>2</sub>	68.596,5	685,9646	67910,5
Total	72737,59	4.543,63	68.193,95
	72737,59	72737,59	

9. Mix Point II

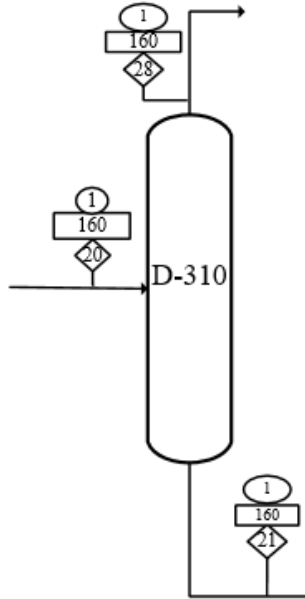


**Gambar IV.1.9** *Mix Point II*

**Tabel IV.1.9** *Neraca Massa Mix Point II*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<30>	<18>	<19>
SS	283,4572	254,6159	538,0731
IS	0	0	0
CS <sub>2</sub>	67910,5	42176,31	110086,8
Total	68193,95	42430,92	110624,9
	110624,9		110624,9

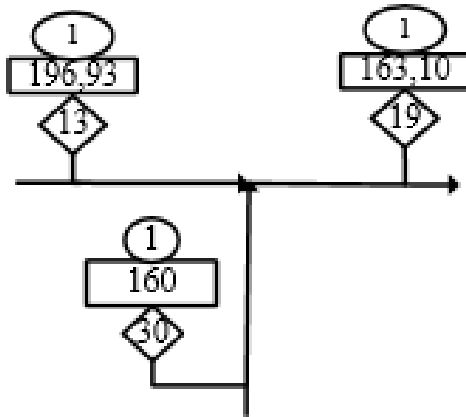
10. *Flash Drum I (D-310)*



**Gambar IV.1.10** *Flash Drum I (D-310)*  
**Tabel IV.1.10** Neraca Massa *Flash Drum (D-310)*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<20>	<28>	<21>
SS Total	538,0732	538,0732	0,00
CS <sub>2</sub>	110086,8	60,37907	110026,4
TOTAL	110624,9	598,45	110026,4
	110624,9	110072	

11. *Mix Point III*

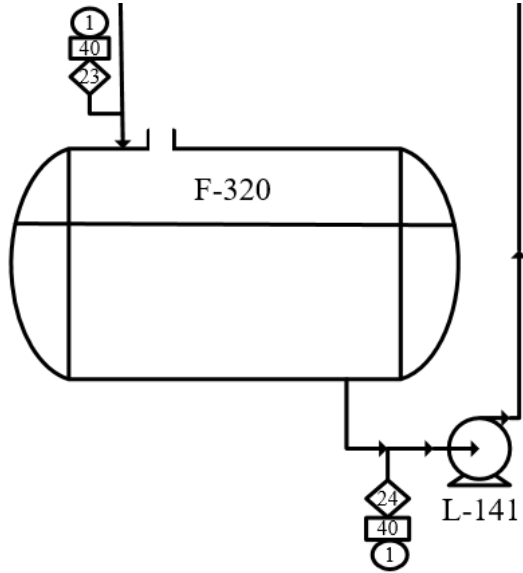


**Gambar IV.1.11** *Mix Point III*

**Tabel IV.1. 11** Neraca Massa *Mix Point III*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<21>	<13>	<22>
CS <sub>2</sub>	9965,285	110026,4	119991,7
TOTAL	9965,285	110026,4	119991,7
	119991,7		119991,7

12. CS<sub>2</sub> Storage II (F-320)

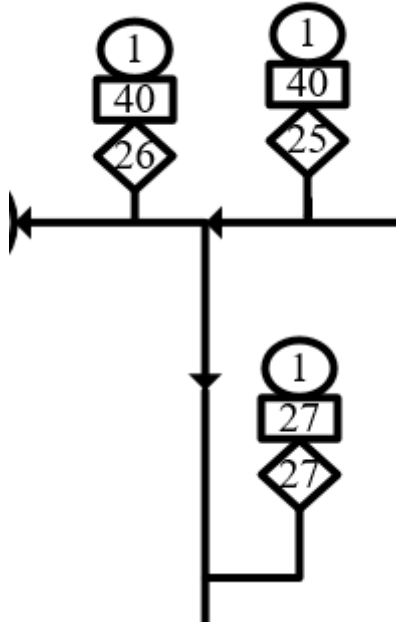


**Gambar IV.1.12** CS<sub>2</sub> Storage (F-320)

**Tabel IV.1.12** Neraca Massa CS<sub>2</sub> Storage (F-320)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<23>	<24>
CS <sub>2</sub>	110026,4	110026,4
Total	110026,4	110026,4

13. *Separating Point*



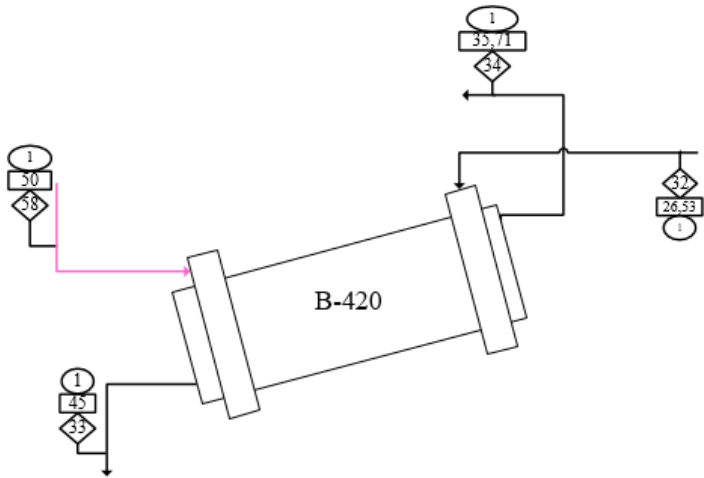
**Gambar IV.1.13** *Separating Point*

**Tabel IV.1.13** *Neraca Massa Separating Point*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<25>	<27>	<26>
CS <sub>2</sub>	110026,4	98333,49	11692,95
Total	110026,4	110026,4	

14. *Rotary Dryer (B-420)*



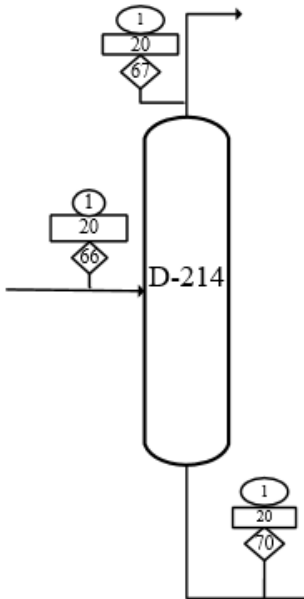


**Gambar IV.1.14** Rotary Dryer (B-420)

**Tabel IV.1.14** Neraca Massa Rotary Dryer (B-420)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<32>	<33>	<34>
SS total	130,656	130,656	0,00
IS	3.727,02	3.727,02	0,00
CS <sub>2</sub>	685,965	0,00	685,965
Dry Air	142025	000	142025
Total	50	80	211218
	50	50	

15. Knock Out Drum (D-214)

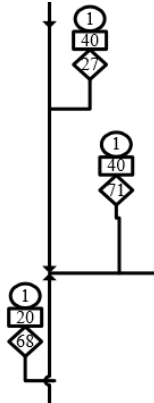


**Gambar IV.1.17** Knock Out Drum (D-214)

**Tabel IV.1.17** Neraca Massa Knock Out Drum (D-214)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<66>	<67>	<70>
CS <sub>2</sub>	685,965	685,9647	0
Udara Kering	1426,225	0	1426,225
TOTAL	2.879,63	2.879,63	

16. *Mix Point IV*

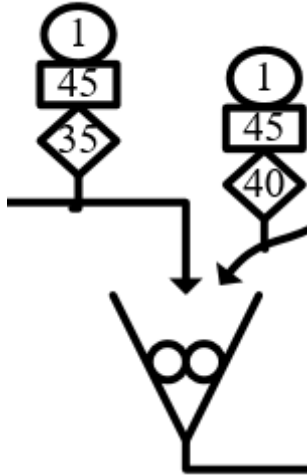


**Gambar IV.1.16** *Mix Point IV*

**Tabel IV.1.16** Neraca Massa *Mix Point IV*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<27>	<68>	<71>
CS <sub>2</sub>	98.333,5	685,965	98.950,8
Total	98.950,8		98.950,8

17. *Disk Mill (C-430)*

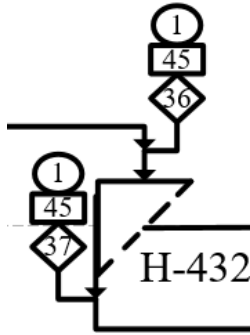


**Gambar IV.1.17** *Disk Mill (C-430)*

**Tabel IV.1.17** *Neraca Massa Disk Mill (C-430)*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<35>	<40>	<36>
SS Total	130,6557	130,6557	261,3114
IS	3727,016	3727,016	7454,032
TOTAL	3857,67	3857,67	7715,344
	7715,344		7715,344

18. *Screener (H-432)*



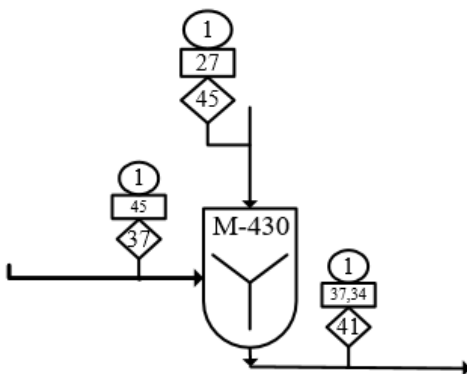
**Gambar IV.1.18** *Screener (H-432)*

**Tabel IV.1.18** *Neraca Massa Screener (H-432)*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<36>	<37>	<38>
SS total	261,3114	130,655	130,655
IS	7454,032	3727,01	3727,01
Total	7.715,33	3.857,66	3.857,66
	7.715,33	7.715,33	

19. Mixer (H-440)

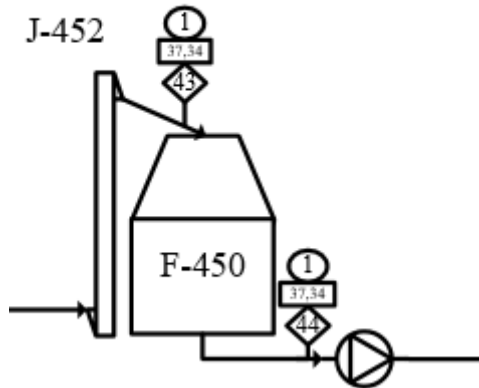
**Gambar IV.1.19** Mixer (H-440)



**Tabel IV.1.19** Neraca Massa Mixer (H-430)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<37>	<45>	<41>
SS total	130,655	0,00	130,655
IS	3727,01	0,00	3727,01
CS <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00
<i>Hydrogenated oil</i>	000	90	90
<i>Iodin</i>	000	00056	00056
<i>Total</i>	80	90	4827
	4827		4827

20. *Storage IS (F-450)*



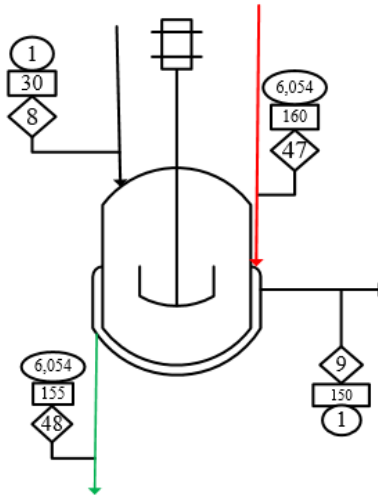
**Gambar IV.1.20** *Storage IS (F-450)*

**Tabel IV.1.20** Neraca Massa *Storage IS (F-450)*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<43>	<44>
SS total	130,655	130,655
IS	3.727,01	3.727,01
Impurities	19,2883	19,2883
Hydrogenated Oil	959,596	959,596
Iodine	0,0056	0,0056
Total	4.836,56	4.836,56

## IV.2 Neraca Energi

### 1. Sulphur Melter Tank (Q-120)



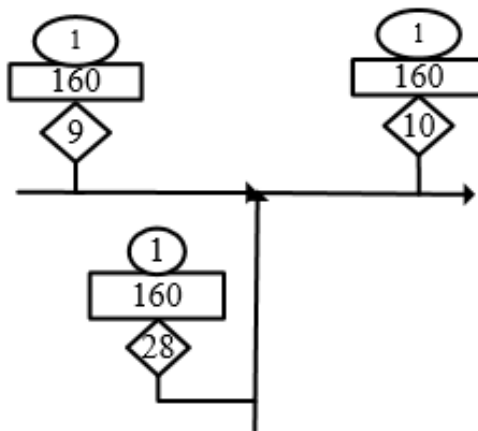
*Gambar* Error! No text of specified

**Tabel IV.2.1** Neraca Energi Overall Sulphur Melter Tank (Q-120)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<6>	13690,33	<46>	0,00
		<9>	690663,68
<47>	896574,01	<48>	219600,66
Total Masuk	910264,34	Total Keluar	910264,34



## 2. *Mix Point I*

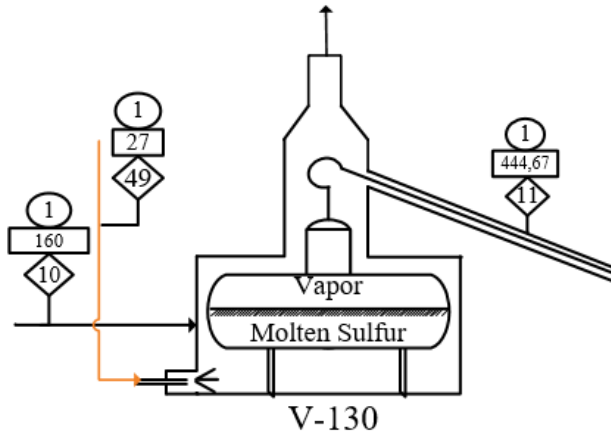


**Gambar IV.2.2** *Mix Point I*

**Tabel IV.2.2** Neraca Energi *Overall Mix Point I*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<11>	690663,68	<12>	813901,80
<28>	123238,12		
Total Masuk	813901,80	Total Keluar	813901,80

### 3. Vaporizer (V-130)

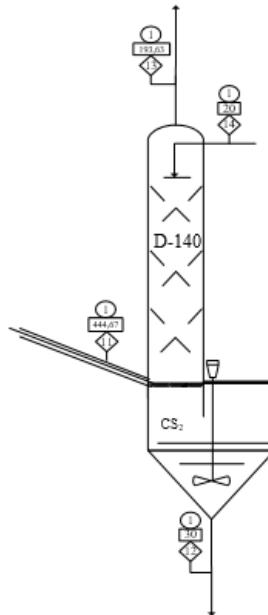


**Gambar** Error! No text of specified style in document.2.3  
Vaporizer (V-130)

**Tabel IV.2.3** Neraca Energi Overall Vaporizer(V-130)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<10>	813901,80	<11>	4833191,03
<49>	4019289,23		
Total Masuk	4833191,03	Total Keluar	4833191,03

#### 4. *Quenching Tower (D-140)*

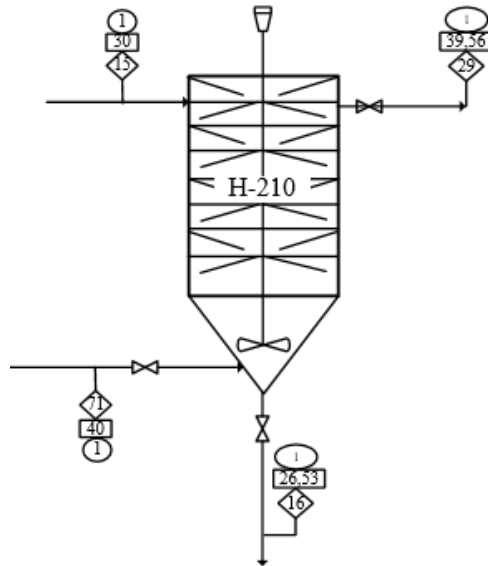


**Gambar IV.2.4** *Quenching Tower (D-140)*

**Tabel IV.2.4** Neraca Energi Overall *Quenching Tower (D-140)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<14>	4833191,03	<12>	24571,09
<15>	-58620,33	<13>	4687904,32
Total Masuk	4712475,41	Total Keluar	4712475,41

## 5. Washer (H-210)

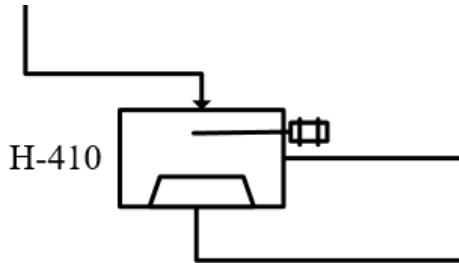


**Gambar IV.2.4** Washer (H-210)

**Tabel IV.2.5** Neraca Energi Overall Washer (H-210)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<18>	24586,14	<21>	65185,89
<19>	150666,18	<20>	110066,42
Total Masuk	175252,31	Total Keluar	175252,31

6. *Centrifuge* (H-410)



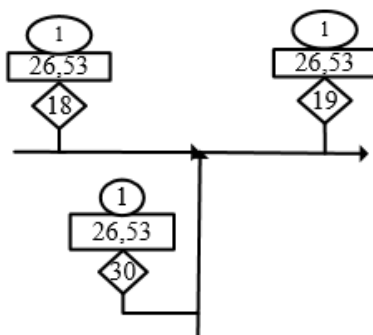
**Gambar IV.2.5** *Centrifuge* (H-410)

**Tabel IV.2.6** Neraca Energi *Overall Centrifuge* (H-410)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<29>	110133,82	<30>	5247,44
		<31>	104886,38
Total Masuk	110133,82	Total Keluar	110133,82

7.

## 8. *Mix Point II*

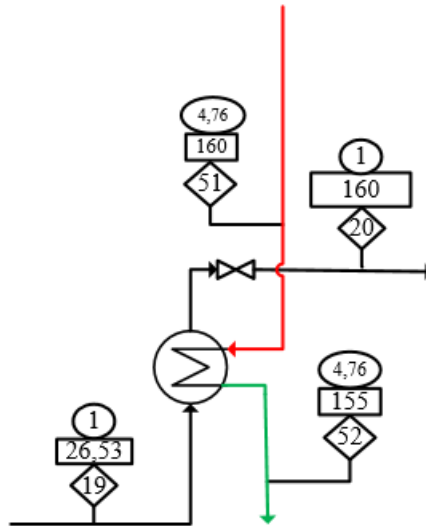


**Gambar IV.2.6** *Mix Point II*

**Tabel IV.2.7** *Neraca Energi Overall Mix Point II*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<23>	104886,38	<38>	170112,19
<41>	65225,81		
Total Masuk	170112,19	Total Keluar	170112,19

9. *Heat Exchanger (E-312)*

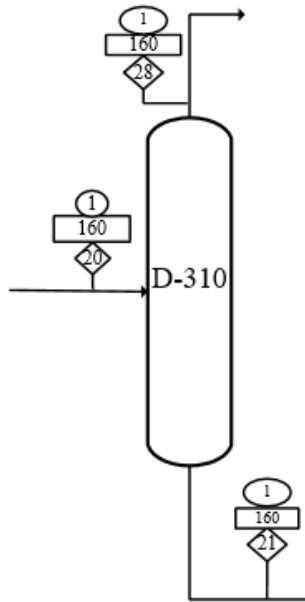


**Gambar IV.2.7** *Heat Exchanger (E-312)*

**Tabel IV.2.8** *Neraca Energi Overall Heat Exchanger (E-312)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<19>	170112,19	<20>	49148325,13
<51>	64866058,00	<52>	15887845,07
Total Masuk	65036170,20	Total Keluar	65036170,20

### 10. Flash Drum I (D-310)



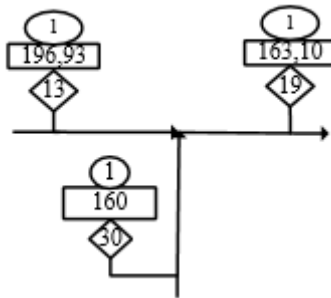
**Gambar IV.8** Flash Drum I(D-310)

**Tabel IV.2.9** Neraca Energi Overall Flash Drum I(D-310)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<20>	49148325,13	<28>	123238,12
		<21>	49025087,01
Total Masuk	49148325,13	Total Keluar	49148325,13



### 11. *Mix Point III*

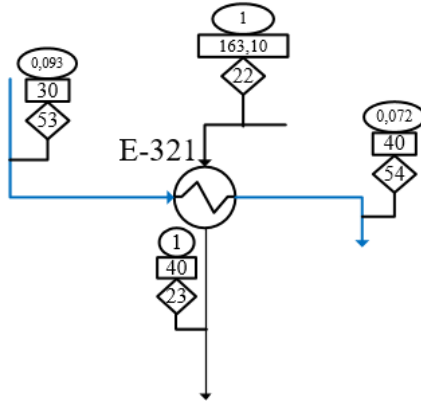


**Gambar IV.2.9** *Mix Point III*

**Tabel IV.2.10** Neraca Energi *Overall Mix Point III*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<21>	4687904,32	<22>	53712991,13
<13>	49025087,01		
Total Masuk	53712991,33	Total Keluar	53712991,13

## 12. Condensor (E-321)

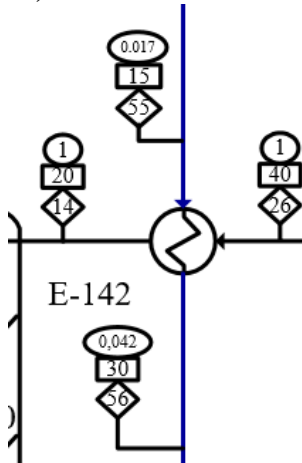


**Gambar** Error! No text of specified style in document..2.10 Condensor (E-321)

**Tabel IV.2.11** Neraca Energi *Overall Condensor* (E-321)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<22>	53712991,13	<23>	1814164,88
<53>	156255465,62	<54>	208154291,86
Total Masuk	209968456,75	Total Keluar	209968456,75

13. Cooler (E-142)

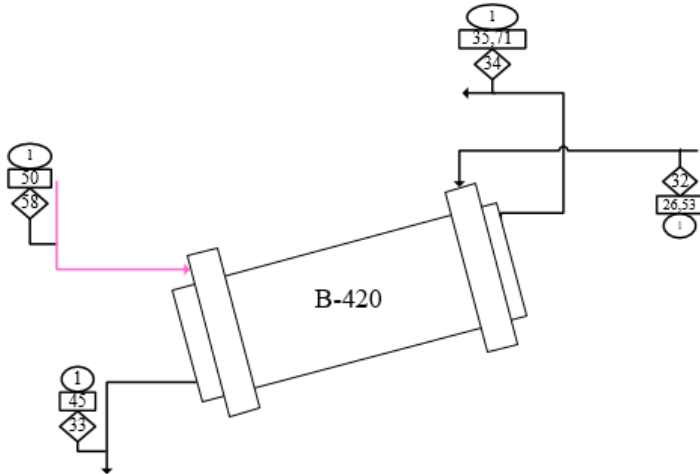


Gambar Error! No text of specified style in document..2.11 Cooler (E-142)

Tabel IV.2.12 Neraca Energi Overall Cooler (E-142)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<26>	176786,70	<14>	-58620,33
<55>	-156408,59	<56>	78998,43
Total Masuk	20378,10	Total Keluar	20378,10

#### 14. Rotary Dryer (B-420)

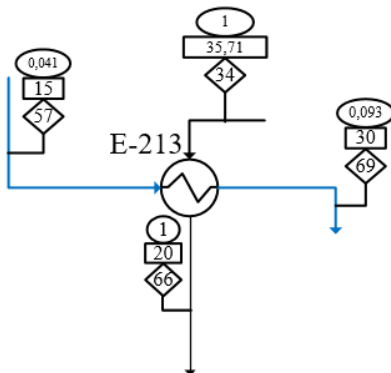


**Gambar IV.2.12 Rotary Dryer (B-420)**

**Tabel IV.2.13 Neraca Energi Overall Rotary Dryer (B-420)**

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<32>	20242918,90	<33>	212861545,95
<58>	358339093,34	<34>	165720466,29
Total Masuk	378582012,24	Total Keluar	378582012,24

**15. Condensor (E-213)**



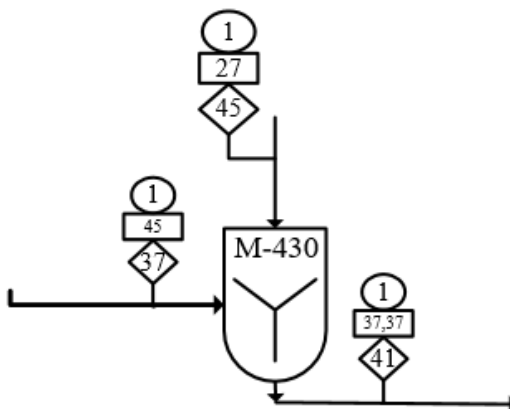
**Gambar IV.2.13** Condensor (E-213)

**Tabel IV.2.14** Neraca Energi Overall Condensor (E-213)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<34>	7394,58	<66>	3834,45
<57>	-2365,42	<69>	1194,72
Total Masuk	5029,17	Total Keluar	5029,17

**16.**

17. *Oil mixer (M-440)*



**Gambar IV.2.15** *Oil Mixer (M-440)*

**Tabel IV.2.15** Neraca Energi *Overall Oil Mixer (M-440)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<37>	55178,75	<41>	59266,63
<45>	4087,88		
Total Masuk	59266,63	Total Keluar	59266,63

## BAB V SPESIFIKASI PERALATAN

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam pabrik *Insoluble Sulfur* dari sulfur alam adalah sebagai berikut:

**Tabel V.1 *Open yard Sulfur* (F-111)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan atau penampungan sulfur yang digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	<i>Pile Open Yard</i> , dengan tutup berbentuk kerucut.
Volume	1357,538604 m <sup>3</sup>
Tinggi	9,40 m
Diameter	23,5 m
Luas	144,45 m <sup>2</sup>
Jumlah	1 unit
Harga	\$. 269.166

**Tabel V. 2 *Belt Conveyor I* (J-112)**

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mengangkut sulfur dari <i>Open Yard Sulfur</i> menuju <i>Bucket Elevator I</i>
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	45,251 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Panjang <i>Belt</i>	9,998 m

Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	0,42 kW / 30,48 m
Kemiringan	20°
Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.927

**Tabel V.3 Bucket Elevator I (J-113)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut sulfur dari <i>Belt Conveyor I</i> menuju <i>Hammer Crusher</i>
Tipe	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas maksimum	45,251 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>bucket</i>	0,15 x 0,1 x 0,11 m
<i>Bucket spacing</i>	0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	1,143 m/s
Tinggi elevator	7,62 m
<i>Power motor</i>	0,557 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.827

**Tabel V.4 Screener I (H-116)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mendapatkan ukuran seragam (50 mm) dari sulfur
Tipe	<i>High Speed Vibrating Screens</i>



Diameter kawat	0,01 m
Luas Bukaannya	0,05 m
Desain <i>Sieve</i>	50,8 mm
Luas area <i>screen</i>	0,0433 m <sup>2</sup>
Daya	22,38 kW
Ukuran produk	50%-50 mm
Harga	\$14.536

**Tabel V.5 *Bucket Elevator II (J-115)***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut sulfur dari <i>Screener I</i> menuju <i>Belt Conveyor II</i>
Tipe	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas maksimum	22,6256 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>bucket</i>	0,15 x 0,1 x 0,11 m
<i>Bucket spacing</i>	0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	1,143 m/s
Tinggi elevator	7,62 m
<i>Power motor</i>	0,36 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$6.817

**Tabel V.6 Belt Conveyor II (J-114)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut <i>sulfur</i> dari <i>Bucket Elevator II</i> menuju <i>Hammer Crusher</i> untuk di-recycle
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	22,63 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Panjang <i>Belt</i>	5 m
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	0,42 kW/30,48 m
Kemiringan	20°
Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.827

**Tabel V.7 Hammer Crusher (C-110)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memperkecil ukuran sulfur (250 mm menjadi 50 mm)
Tipe	<i>Reversible Hammer Mill model no. 815</i>
Kapasitas maksimum	45,25 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>rotor</i>	0,91 x 1,22 m
Kecepatan putaran	500 – 900 rpm
<i>Power motor</i>	186,4 kW
Jumlah	1 unit

Harga	\$269.166
-------	-----------

**Tabel V.8 Belt Conveyor III (J-121)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut sulfur dari <i>Hammer Crusher</i> menuju <i>Bucket Elevator III</i>
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	45,3 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,3556 m
Panjang <i>Belt</i>	10 m
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	0,42 kW/ 30,48 m
Kemiringan	20°
Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$5.514

**Tabel V.9 Bucket Elevator III (J-122)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut sulfur dari <i>Belt Conveyor III</i> menuju <i>Lock Hopper</i>
Tipe	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas maksimum	45,2513 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>bucket</i>	0,15 x 0,1 x 0,11 m
<i>Bucket spacing</i>	0,3 m

Kecepatan <i>bucket</i>	1,143 m/s
Tinggi elevator	7,62 m
<i>Power motor</i>	0,557 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.827

**Tabel V.10 Lock Hopper (F-123 A/B)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Untuk menimbang bahan baku sebelum proses <i>melting</i> , Mengatur <i>sulfur rate</i> yang masuk ke <i>melter</i>
Bahan material	<i>Stainless stell SA -316 M</i>
Kapasitas	6,7877 m <sup>3</sup>
Bentuk tutup atas	<i>Standart Dished Head</i>
Bentuk tutup bawah	<i>Conical</i>
Diameter atas	0,914 m
Diameter bawah	0,61 m
Tinggi <i>shell</i>	8,5218 m
Tebal <i>shell</i>	0,02 m
Tinggi tutup atas	0,15 m
Tebal tutup atas	0,016 m
Tinggi tutup bawah	0,1524 m
Tebal tutup bawah	0,0127 m
Jumlah	2 unit
Harga	\$19.649

**Tabel V.11 Sulfur Melter (Q-120)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Melelehkan sulfur padat menjadi sulfur cair
Tekanan operasi	1 bar
Kapasitas	10 m <sup>3</sup>
Diameter luar	2,1336 m
Diameter dalam	2,124 m
Tinggi tangki	3,914 m
Tebal silinder	0,0048 m
Tipe tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	0,0064 m
Tipe tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	0,0064 m
Tinggi tutup atas	0,364 m
Tinggi tutup bawah	0,364 m
Bahan konstruksi	<i>High alloy steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Jenis impeller	Impeller 6 daun
Diameter impeller	0,8496 m
Kecepatan pengaduk	1 m/s
Power pengaduk	0,0201 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$90.825

**Tabel V.12 Sulfur Vaporizer (V-130)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengubah fasa sulfur liquid menjadi sulfur vapor
Bentuk	Silinder dengan tutup kanan dan kiri berbentuk setengah bola ( <i>hemispherical</i> )
Bahan	<i>SA 202 Grade A (Low-alloy Steel)</i>
Tekanan desain	20,416 psia
Kapasitas	28,2 m <sup>3</sup> /jam
Volume tangki	35,3 m <sup>3</sup>
Panjang tangki	5,68 m
Diameter luar silinder	2,276 m
Diameter dalam silinder	2,275 m
Tebal silinder	3/16 in
Tebal tutup	3/16 in
<b><i>Refractory surface:</i></b>	
<i>End walls</i>	25,843 m <sup>2</sup>
<i>Side walls</i>	25,843 m <sup>2</sup>
<i>Floor</i>	10,363 m <sup>2</sup>
AT	62,048 m <sup>2</sup>
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$27.869

**Tabel V.13 Soluble Sulfur Pump (L-131)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memompa fluida dari <i>Flash Drum</i> menuju <i>Mix Point I</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	0,16 m <sup>3</sup> /jam
Tekanan masuk	1,1 bar
Tekanan keluar	1,1 bar
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	NPS 3/8 in sch 40
<i>Power</i> pompa	0,286 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$7.719

**Tabel V. 14 Quenching Tower (D-140)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Pendinginan sulfur vapor secara mendadak sehingga sulfur tersolidifikasi
Bentuk	Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
P design	22,7 psig
Kapasitas	6,186 m <sup>3</sup>
Diameter tower	1,56 m

Diameter dalam tangki	1,68 m
Diameter luar tangki	1,83 m
Tinggi silinder	2,52 m
Tinggi tutup bawah	0,84 m
Tinggi tangki	3,36 m
Tinggi tower	7,74 m
Tinggi tangki + tower	11,1 m
Tebal silinder	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Jenis impeller	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	0,55 m
Kecepatan putaran	90 rpm
Power pengaduk	4 kW
Jumlah alat	1 buah
Harga	\$72.279

**Tabel V.15 *Quenching Tower Pump (L-141)***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memompa CS <sub>2</sub> dari <i>Storage CS<sub>2</sub></i> menuju <i>Quenching Tower</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	45,68 m <sup>3</sup>
Tekanan masuk	1,1 bar
Tekanan keluar	1,1 bar
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	NPS 6 in sch 40



<i>Power</i> pompa	18,35 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$25.764

**Tabel V.16 Washer Pump I (L-211)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memompa fluida dari <i>Quenching Tower</i> menuju <i>Washer</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	27,20 m <sup>3</sup>
Tekanan masuk	1,1 bar
Tekanan keluar	1,1 bar
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	NPS 1,25 in sch 40
<i>Power</i> pompa	26,053 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$12.531

**Tabel V. 17 Washer (H-210)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memisahkan IS dengan campuran SS dan CS <sub>2</sub>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
Tekanan design	19,009

Kapasitas	2,331 m <sup>3</sup>
Diameter dalam tangki	1,21 m
Diameter luar tangki	1,37 m
Tinggi silinder	1,82 m
Tinggi tutup bawah (konis)	0,61 m
Tinggi tangki	2,42 m
Tebal silinder	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah (konis)	0,005 m
Jenis impeller	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	0,41 m
Kecepatan putaran	90 rpm
Power pengaduk	4 kW
Jumlah alat	1 buah
Harga	\$19.047

**Tabel V.18 Centrifuge (H-410)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memisahkan <i>slurry insoluble sulphur</i> dengan larutan CS <sub>2</sub>
Tipe	<i>Flat top and bottom</i>
Kapasitas	72373,91 kg/jam
Volume liquid	56,37 m <sup>3</sup>
Diameter	60 in
Tinggi	45 in
Ketebalam <i>maks massecuite</i>	0,21 m

Volume maks masecuite	1 m <sup>3</sup>
Jumlah	2 unit
Kecepatan rotasi	1200 rpm
Area screen	49,50 ft <sup>2</sup>
Power	70,95 kW
Harga	\$320.794

**Tabel V.19 Condenser (E-213)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran atas <i>Rotary Dryer</i>
Tipe	<i>2 - 4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel, SA-376, type 316</i>
Suhu masuk	<i>CS<sub>2</sub> : 35,71°C</i>
	<i>Refrigerant: 15 °C</i>
Suhu keluar	<i>CS<sub>2</sub> : 20 °C</i>
	<i>Refrigerant : 30 °C</i>
<i>Shell side (CS<sub>2</sub>)</i>	<i>ID : 0,25 m</i>
	<i>Baffle : 0,05 m</i>
	<i>Passes : 2</i>
	<i>ΔP : 0,293 psi</i>
<i>Tube side (Refrigerant)</i>	<i>OD : 0,02 m</i>
	<i>Jumlah tube : 56</i>
	<i>BWG : 10</i>
	<i>Pitch : 0,02 m</i>
	<i>a" : 0,06 m<sup>2</sup>/m</i>

	a' : 0,00012 m <sup>2</sup>
	<i>Passes</i> : 4
	ΔP : 0,19 psi
Rd	0,005 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas area	15,6 m <sup>2</sup>
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$12.230

**Tabel V.20 Flash Drum II (D-214)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memisahkan CS <sub>2</sub> dengan udara
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
P design	1,11 bar
Diameter dalam tangki	2,12 m
Diameter luar tangki	2,13 m
Tinggi tangki	3,69 m
Tebal silinder	0,005 m
Tebal tutup atas	0,005 m
Tebal tutup bawah	0,005m
Harga	\$5.213

**Tabel V.21 Washer Pump II (L-215)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memompa fluida dari <i>Flash Drum II</i> menuju <i>mix point IV</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	27,20 m <sup>3</sup>
Tekanan masuk	1,1 bar
Tekanan keluar	1,1 bar
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 0,5 in sch 40
<i>Power</i> pompa	26,053 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$8.722

**Tabel V.22 Storage I (F-212)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menampung sementara campuran SS dan CS <sub>2</sub>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
P design	1,45 bar
Kapasitas	20,153 m <sup>3</sup>
Diameter <i>Inside</i> tangki	2,49 m

Diameter <i>Outside</i> Tangki	2,59 m
Tinggi silinder	3,73 m
Tinggi tutup bawah	1,24 m
Tinggi tangki	4,98 m
Tebal silinder	0,006 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,008 m
Harga	\$48.320

**Tabel V.23 SS + CS<sub>2</sub> Pump (L-311)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memompa fluida dari <i>Storage II</i> menuju <i>Flash Drum</i>
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	33,418 m <sup>3</sup>
Tekanan masuk	1,1 bar
Tekanan keluar	1,1 bar
Bahan pipa	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	IPS 3,5 in sch 40
<i>Power</i> pompa	1,192 kW
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$19.649

**Tabel V.24 Heater (E-312)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menaikkan temperatur campuran SS dan CS <sub>2</sub> sebelum masuk ke <i>Flash Drum</i>
Tipe	<i>2 - 4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel, SA-376, type 316</i>
Suhu masuk	SS + CS <sub>2</sub> : 39,57 °C
	Steam : 155 °C
Suhu keluar	SS + CS <sub>2</sub> : 150 °C
	Steam Condensate : 155 °C
<i>Shell side (SS+CS<sub>2</sub>)</i>	ID : 0,99 m
	<i>Baffle space</i> : 0,2 m
	<i>Passes</i> : 2
	$\Delta P$ : 6,7E-07 bar
<i>Tube side (Steam)</i>	OD : 0,02 m
	Jumlah <i>tube</i> : 1200
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 0,02 m
	a" : 0,06 m <sup>2</sup> /m
	a' : 0,0002 m <sup>2</sup>
	<i>Passes</i> : 2
$\Delta P$ : 0,073 bar	
Rd	0,0054 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas area	432 m <sup>2</sup>

Jumlah alat	1 unit
Harga	\$155.485

**Tabel V.25 Flash Drum I (D-310)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memisahkan SS yang akan <i>direcycle</i> dengan larutan CS <sub>2</sub>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
P design	1,11 bar
Diameter dalam tangki	1,36 m
Diameter luar tangki	1,37 m
Tinggi tangki	1,38 m
Tebal silinder	0,006 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Harga	\$102.353



**Tabel V.26 Condensor (E-321)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran atas <i>Quenching Tower</i> dan <i>Flash Drum</i>
Tipe	2 - 4 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel, SA-376, type 316</i>
Suhu masuk	$CS_2$ : 153,95 °C
	CW : 30 °C
Suhu keluar	$CS_2$ : 40 °C
	CWR : 45 °C
<i>Shell side (CS<sub>2</sub>)</i>	ID : 0,991 m
	<i>Baffle</i> : 0,508 m
	<i>Passes</i> : 2
	$\Delta P$ : 0,24 bar
<i>Tube side (Steam)</i>	OD : 0,019 m
	Jumlah <i>tube</i> : 1330
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 0,024 m
	a" : 0,06 m <sup>2</sup> /m
	a' : 0,0002 m <sup>2</sup>
	<i>Passes</i> : 4
$\Delta P$ : 0,1 bar	
Rd	0,00353 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas area	476,7 m <sup>2</sup>
Jumlah alat	1 unit

Harga	\$329.415
-------	-----------

**Tabel V.27 CS<sub>2</sub> Storage Tank (F-320)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menampung CS <sub>2</sub>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas dan tutup bawah berbentuk <i>standard dished head</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Kapasitas	86,64 m <sup>3</sup>
Diameter luar tangki	4,572 m
Diameter dalam tangki	4,556 m
Tebal tangki	0,008 m
Tebal tutup atas	0,008 m
Tebal tutup bawah	0,008 m
Tinggi tutup atas	0,881 m
Tinggi tutup bawah	0,881 m
Panjang tangki	8,235 m
Jumlah	1 unit
Harga	\$82.103

**Tabel V.28 Cooler (E-142)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menurunkan temperatur CS <sub>2</sub> sebelum dikembalikan ke dalam <i>Quenching Tower</i>
Tipe	<i>2 - 4 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	<i>Stainless Steel, SA-376, type 316</i>
Suhu masuk	CS <sub>2</sub> : 40 °C
	Refrigerant : 15 °C
Suhu keluar	CS <sub>2</sub> : 20 °C
	Refrigerant : 30 °C
<i>Shell side (CS<sub>2</sub>)</i>	ID : 0,387 m
	<i>Baffle</i> : 0,305 m
	<i>Passes</i> : 4
	$\Delta P$ : 0,33 bar
<i>Tube side (Steam)</i>	OD : 0,019 m
	Jumlah <i>tube</i> : 40
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 0,025 m
	a" : 0,06 m <sup>2</sup> /m
	a' : 0,0002 m <sup>2</sup>
	<i>Passes</i> : 4
$\Delta P$ : 0,62 bar	
Rd	0,007 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas area	13,8 m <sup>2</sup>
Jumlah alat	1 unit
Harga	\$285.306

**Tabel V.29 Belt Conveyor IV(J-421)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut <i>cake Insoluble sulfur</i> dari <i>Centrifuge</i> menuju <i>Rotary dryer</i> untuk menghilangkan kandungan CS <sub>2</sub>
Tippe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	59,6 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,356 m
Panjang <i>Belt</i>	10 m
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	0,75 kW / 30 m
Kemiringan	20°
Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.927

**Tabel V.30 Rotary Dryer (B-420)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menguapkan CS <sub>2</sub> sisa
Jumlah	1 buah
Kapasitas	4520,92 kg/jam
ID	1,07 m
OD	1,12 m
Panjang <i>Dryer</i>	8,58 m
Kecepatan Putar <i>Dryer</i>	9,04 rpm
Waktu tinggal	12,861 menit

Jumlah flight	2 buah
Tinggi flight	0,13 m
Tebal flight	0,006 m
Power	13,354 kW
Harga	\$95.436

**Tabel V.31 Screw Conveyor (J-431)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut Sulfur dari <i>Rotary Dryer</i> menuju <i>Disk Mill</i>
Tipe	<i>Loading of material in Trough Class II-80% full</i>
Kapasitas maksimum	26,9 m <sup>3</sup> /jam
Diameter	0,36 m
Panjang	30,5 m
Ukuran <i>feed</i>	0,0635 m
Kecepatan maksimum	45 rpm
Harga	\$42.806

**Tabel V.32 Disk Mill (C-430)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memperkecil ukuran <i>Insoluble Sulfur</i> (10 mm menjadi 5 mm)
Tipe	<i>Reversible Hammer Mill model No. 505</i>
Kapasitas maksimum	3838,38 kg/jam
Ukuran <i>rotor</i>	0,76 x 0,76 m
Kecepatan mills	1200 rpm

Maksimum <i>feed size</i>	0,06 m
<i>Power</i>	2,07 kW
jumlah	1 unit
Harga	\$42.806

**Tabel V.33 Screener II (H-432)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mendapatkan ukuran seragam (0,044 mm) dari serbuk <i>Insoluble Sulfur</i>
Tipe	<i>High Speed Vibrating Screens</i>
Diameter kawat	0,00005 m
Luas Bukaannya	0,00005 m
Desain <i>Sieve</i>	46 mikron
Luas area <i>screen</i>	0,3106 m <sup>2</sup>
Daya	22,38 kW
Ukuran produk	50%-325 mesh
Harga	\$ 8.521

**Tabel V.34 *Bucket Elevator IV (J-433)***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut IS dari <i>Screener</i> menuju <i>Belt Conveyor V</i>
Tipe	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Kapasitas maksimum	50,56 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>bucket</i>	0,15 x 0,1 x 0,11 m
<i>Bucket spacing</i>	0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	1,143 m/s
Tinggi elevator	7,62 m
<i>Power motor</i>	0,555 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.827

**Tabel V. 35 *Belt Conveyor V (J-434)***

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut <i>Insoluble sulfur</i> dari <i>Bucket Elevator IV</i> menuju <i>Disk Mill</i> untuk di- <i>recycle</i>
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	2,77 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Panjang <i>Belt</i>	10 m
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,51 m/s
<i>Power motor</i>	0,75 kW / 30 m
Kemiringan	20°

Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.927

**Tabel V.36 Mixer (M-440)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mencampur <i>Insluble Sulphur</i> dengan <i>Stabilizer</i>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk <i>dished head</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 buah
P design	1,360 bar
Kapasitas	2,624 m <sup>3</sup>
Diameter dalam tangki	1,32 m
Diameter luar tangki	1,37 m
Tinggi silinder	1,98 m
Tinggi tutup bawah	0,29 m
Tinggi tangki	2,27 m
Tebal silinder	0,005 m
Tebal tutup atas	0,006 m
Tebal tutup bawah	0,006 m
Jenis impeller	<i>Flat six blade turbine with disk</i>
Diameter pengaduk	0,55 m
Kecepatan putaran	90 rpm



Power pengaduk	3,73 kW
Jumlah alat	1 buah
Harga	\$353.374

**Tabel V.37 Belt Conveyor VI (J-451)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut <i>Insoluble sulphur</i> dari <i>Mixer</i> menuju <i>Bucket Elevator V</i>
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas maksimum	42,63 m <sup>3</sup>
Lebar <i>belt</i>	0,36 m
Panjang <i>Belt</i>	10 m
Luas pengangkutan	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	0,75 kW / 30 m
Kemiringan	20°
Bahan	<i>Stainless-steel</i>
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.927

**Tabel V. 38 Bucket Elevator V (J-452)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mengangkut IS dari <i>Belt Conveyor VI</i> menuju <i>Storage IS</i>
Tipe	<i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>

Kapasitas maksimum	48,668 m <sup>3</sup>
Ukuran <i>bucket</i>	0,15 x 0,1 x 0,11 m
<i>Bucket spacing</i>	0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	1,143 m/s
Tinggi elevator	7,62 m
<i>Power motor</i>	0,5435 kW
Jumlah	1 unit
Harga	\$10.827

**Tabel V.39 Storage Insoluble Sulfur(F-450)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Menampung produk <i>Insoluble Sulfur</i>
Bentuk	Silinder dengan tutup atas <i>flange only</i> dan tutup bawah berbentuk <i>conical</i>
Tipe pengelasan	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA-240 Grade M Type 316</i>
Jumlah	1 unit
Kapasitas	340,67 m <sup>3</sup>
Tinggi storage	12,18 m
Diameter luar	6,81 m
Diameter dalam	6,77 m
Tebal silinder	0,0176 m
Tebal tutup bawah	0,0272 m
Harga	\$220.445

## **BAB VI**

### **ANALISIS EKONOMI**

Analisis ekonomi menjadi salah satu parameter kelayakan didirikannya suatu pabrik, selain ditinjau dari aspek lingkungan, teknis, dan *safety*. Untuk melakukan analisa ekonomi, diperlukan perhitungan POT (*Pay Out Time*), Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*), BEP (*Break Even Point*) dan Analisis Kepekaan (sensitifitas). Keberlanjutan suatu pabrik juga bergantung pada sistem manajemen dan utilitas. Manajemen perusahaan meliputi pengaturan kegiatan operasional secara sistematis dan pengalokasian tugas individu guna mencapai tujuan perusahaan secara efektif dan efisien. Sedangkan, utilitas berfungsi menunjang kegiatan operasi dalam memasok kebutuhan-kebutuhan seperti listrik, *steam*, *cooling water*, *fuel gas system*, unit pembangkit uap, unit distribusi air pendingin, unit pengadaan air bersih, unit pembangkit udara bertekanan, unit distribusi bahan bakar, unit pengadaan air baku, unit pengolahan bahan buang cair, sludge, dan gas, dan sebagainya

#### **VI.1. PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA**

##### **VI.1.1. Bentuk Badan Perusahaan**

Badan perusahaan Pabrik *Insoluble Sulphur* berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham, di mana masing-masing persero berhak mengambil satu atau lebih bagian saham. Pemilihan badan perusahaan berbentuk PT ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan berikut:

1. Modal perusahaan lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.

3. Segala hal yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan, sehingga tanggung jawab pemegang saham terbatas
4. Kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan karena kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan

### **VI.1.2. Sistem Organisasi Perusahaan**

Sistem organisasi perusahaan Pabrik *Insoluble Sulphur* adalah garis dan *staff*, dengan alasan-alasan antara lain:

- Sistem garis dan *staff* telah digunakan oleh perusahaan-perusahaan yang cukup besar dengan produksi terus menerus.
- Masing-masing kepala bagian/*manager* bertanggung jawab secara langsung atas aktivitas yang dilakukannya dalam rangka mencapai tujuan perusahaan. Oleh karena terdapatnya kesatuan antara pimpinan dengan perintahnya inilah, disiplin kerja dapat lebih baik.
- Modal perusahaan lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
- Kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan karena kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan.

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan *staff*, yaitu:

#### ➤ **Pimpinan**

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

- a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan berkoordinasi bersama *staff*.
- b. Mengawasi pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.

- c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di masing-masing bagian dan memberikan petunjuk pelaksanaan pekerjaan.
- d. Melaporkan kepada direksi mengenai hal-hal yang berkaitan dengan pengelolaan pabrik.
- e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

➤ **Staff (Pembantu Pimpinan)**

*Staff* merupakan suatu tim yang utuh, terdiri dari para tenaga ahli yang bertugas membantu pemimpin dan menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Pengelompokan *staff* berdasarkan perannya adalah sebagai berikut:

a. *Staff* Koordinasi

*Staff* Koordinasi disebut juga *staff* umum, yaitu kelompok *staff* yang membantu pimpinan dalam hal perencanaan dan pengawasan, dan setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

b. *Staff* Teknik

*Staff* Teknis disebut juga *staff* khusus, yaitu kelompok *staff* yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana pabrik untuk melancarkan tugasnya.

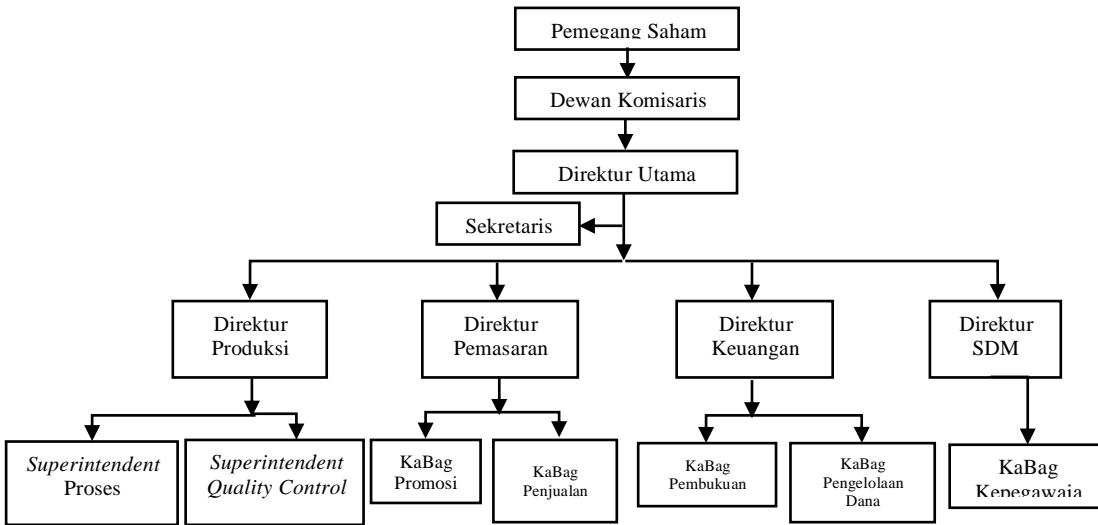
c. *Staff* ahli

*Staff* ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

### **VI.1.3. Struktur Organisasi Perusahaan**

Struktur organisasi perusahaan disusun berdasarkan sistem organisasi yang telah dipilih sebelumnya, yaitu garis dan *staff*. Penentuan banyaknya bagian dalam suatu perusahaan disesuaikan dengan jumlah tenaga kerja yang

diperlukan. Menurut Timmerhauss (1991), perusahaan yang memiliki kapasitas produksi 115,15 ton/hari dengan empat tahapan proses utama, memerlukan tenaga kerja sebanyak 200 pekerja per hari.



**Gambar VI.1** Struktur Organisasi Perusahaan

**Gambar VI.1** merupakan struktur organisasi perusahaan dari pabrik *Insoluble Sulphur* yang direncanakan berdiri pada 2023. Adapaun pembagian kerja dari masing-masing jabatan dapat dijelaskan sebagai berikut:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan penyokong modal perusahaan sekaligus pemilik perusahaan di mana jumlah kekayaan perusahaan yang dimiliki bergantung pada besarnya saham yang ditanamkan. Namun, kekayaan pribadi

milik pemegang saham tidak dijadikan jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham menanamkan modal paling sedikit selama 1 tahun. Pemegang saham memiliki kekuasaan tertinggi dan memiliki wewenang untuk menentukan direktur.

## 2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian sehingga dapat diberhentikan sewaktu-waktu apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham perseroan tersebut. Tugas dewan komisaris meliputi:

- Mengawasi tindakan direktur agar tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan mengenai hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasihat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## 3. Direktur Utama

Direktur utama adalah pimpinan tertinggi yang memegang kepemimpinan dalam perusahaan. Direktur utama juga menjadi penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan. Tugas direktur utama antara lain adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana perusahaan dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi perusahaan dan menetapkan pembagian tanggung jawab bagian dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.
- Mengadakan koordinasi dengan semua bagian.

- Memberikan instruksi kepada direktur bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan kepada dewan komisaris.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas di atas, direktur utama juga secara sah berhak mewakili perusahaan di segala hal yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan

#### 4. Direktur Produksi

Direktur produksi berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini seorang direktur produksi dibantu oleh dua orang *superintendent* yang masing-masing menangani bidang proses dan *quality control*, dan membawahi *supervisor* di bagian masing-masing. Tugas direktur produksi antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang produksi, konstruksi pabrik dan *quality* bahan baku serta produk yang dihasilkan agar maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada *superintendent* untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

#### 5. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh dua orang kepala bagian yang



masing-masing menangani bidang promosi dan penjualan, dan membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur pemasaran antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang pemasaran agar diperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada kepala bagian untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

#### 6. Direktur Keuangan

Direktur keuangan berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan yang masing-masing membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang keuangan dan pembukuan perusahaan agar diperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi dengan bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.

#### 7. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)

Direktur SDM berperan membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan di bidangnya. Tugas direktur SDM antara lain:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan kebijakan pokok operasi pabrik di bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
  - Mengadakan koordinasi dengan bagian kepegawaian.
  - Memberikan instruksi kepada kepala bagian kepegawaian untuk mengadakan tugas masing-masing.
  - Bertanggungjawab langsung kepada direktur utama.
8. *Superintendent* Proses
- Superintendent* proses berperan mengusahakan proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien sehingga dihasilkan produk dengan biaya produksi minimal, namun berkualitas dan harga jualnya mampu bersaing. Tugas *superintendent* proses antara lain:
- Mengumpulkan fakta-fakta yang berkaitan dengan proses produksi kemudian mengevaluasinya.
  - Mengoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari *supervisor* dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
  - Bertanggungjawab langsung kepada direktur produksi.
9. *Superintendent Quality Control*
- Superintendent quality control* bertugas:
- Mengontrol kualitas produk dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
  - Menganalisa bahan baku proses dan produk secara kimia maupun fisik.
  - Mengumpulkan fakta-fakta yang berkaitan dengan kualitas bahan baku dan produk kemudian mengevaluasinya.

- Berkoordinasi dengan *supervisor* bagian *quality control*.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur produksi.

#### 10. Kepala Bagian Promosi

Kepala bagian promosi menentukan kesuksesan pemasaran dengan melakukan berbagai promosi kepada konsumen. Tugas kepala bagian promosi antara lain sebagai berikut

- Mengumpulkan fakta-fakta mengenai kondisi pasar dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang promosi.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur pemasaran.

#### 11. Kepala Bagian Penjualan

Kepala bagian penjualan bertugas :

- Mengusahakan pendistribusian hasil-hasil produksi secara cepat dan tepat agar harga jual tetap terjangkau oleh konsumen dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta penjualan dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur pemasaran.

#### 12. Kepala Bagian Pembukuan

Kepala bagian pembukuan bertanggungjawab terhadap segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan. Tugas kepala bagian pembukuan antara lain

- Mengevaluasinya pembukuan kegiatan yang telah dilakukan perusahaan
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pembukuan.

- Bertanggungjawab langsung kepada direktur keuangan.

### 13. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Kepala bagian pengelolaan danabertugas:

- Mengadakan *follow up* dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan:
  - Barang yang akan dibeli
  - Kuantitas barang yang akan dibeli
  - Waktu pembelian
  - Tempat pembelian
  - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengevaluasi penggunaan dana perusahaan
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggungjawab langsung kepada direktur keuangan.

### 14. Kepala Bagian Kepegawaian

Kepala bagian kepegawaianberperan membantu direktur SDM dalam menyelesaikan masalahmasalah kepegawaian yang meliputi penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah. Secara rinci, tanggungjawab kepala bagian kepegawaian kepada direktur SDM mencakup halhal berikut:

- Kegiatan penelitian dan pelatihan karyawan maupun pelajar yang akanmelakukan kerja praktk.
- Kesejahteraan karyawan yang meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Fasilitas bagi karyawan, mutu karyawan, keamanan pabrik, dan pelayanan masyarakat.

#### **VI.1.4. Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Pabrik *Insoluble Sulphur* ini direncanakan memiliki kapasitas 38000 ton per tahun atau sama dengan115,15 ton per hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka pabrik inimemerlukan tenaga

kerja **sebanyak 40 tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya**. Pabrik ini secara garis besar memiliki empat tahapan utama, yakni *Pre-treatment*, *Synthesis Process*, *Separation*, dan *Purification*. Dengan demikian bila dikalikan dengan (n+1) tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 200 *operating labor*/hari tenaga kerja.

(Timmerhauss 4<sup>th</sup> ed, page 198, 1991)

#### **VI.1.5. Status Karyawan dan Pemberian Gaji**

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 macam, yaitu:

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga kerja yang diperlukan oleh pabrik pada saat tertentu saja, contohnya: tenaga *shut down*, bongkar muat bahan baku, dan lain sebagainya. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

**Tabel VI.1** Perincian Jumlah dan Pembagian Gaji  
Karyawan

<b>No</b>	<b>Jabatan</b>	<b>Gaji/bulan (Rp)</b>	<b>Ju ml ah</b>	<b>Jumlah (Rp)</b>
1	Dewan Komisaris	32.000.000	4	128.000.000
2	Direktur Utama	80.000.000	1	80.000.000
3	Direktur Produksi	72.000.000	1	72.000.000
4	Direktur Pemasaran	72.000.000	1	72.000.000
5	Direktur Keuangan	72.000.000	1	72.000.000
6	Direktur SDM	72.000.000	1	72.000.000
7	Sekretaris	8.000.000	8	64.000.000
8	<i>Superintendent</i>			
	a . Proses	40.000.000	1	40.000.000
	b <i>Quality</i> . <i>Control</i>	40.000.000	1	40.000.000
9	Kepala Bagian			
	a . Promosi	40.000.000	1	40.000.000
	b . Penjualan	40.000.000	1	40.000.000
	c . Pembukuan	40.000.000	1	40.000.000
	d Pengelolaan . Dana	40.000.000	1	40.000.000
	e . Kepegawaian	40.000.000	1	40.000.000
10	Dokter	8.500.000	2	17.000.000
11	Perawat	4.000.000	4	16.000.000

12	<i>Supervisor</i>			
	a			
	. Proses	15.000.000	12	180.000.000
	b			
	. <i>Quality Control</i>	15.000.000	12	180.000.000
13	Karyawan			
	a			
	. Promosi	8.000.000	12	96.000.000
	b			
	. Penjualan	8.000.000	12	96.000.000
	c			
	. Pembukuan	8.000.000	8	64.000.000
	d			
	. Pengelolaan Dana	8.000.000	8	64.000.000
	e			
	. Utilitas	8.000.000	10	80.000.000
	f			
	. Maintenance	8.000.000	10	80.000.000
	g			
	. Kepegawaian	8.000.000	8	64.000.000
14	Sopir	4.000.000	10	40.000.000
15	Operator	6.000.000	200	1.200.000.000
				0
16	Karyawan Tidak Tetap	3.000.000	15	45.000.000
<b>Total</b>			347	3.062.000.000
				0

Untuk tenaga kerja operator, diberlakukan sistem waktu kerja *shift*. Sistem ini terdiri atas empat *shift*, yaitu pagi, sore, malam, dan satu *shift* lagi di bagian *shift* berikutnya, dengan tujuan memberikan waktu istirahat lebih bagi karyawan tersebut. Adapun sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

**Tabel VI.2** Pembagian Jam Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	<i>dm Krj</i>
<i>Shift pagi</i>	06.00 – 14.00
<i>Shift siang</i>	14.00 – 22.00
<i>Shift malam</i>	22.00 – 06.00
<i>Non-shift</i>	07.30 – 16.30

## **VI.2. UTILITAS**

Utilitas merupakan sarana penunjang proses utama di suatu industri sehingga berperan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik *Insoluble Sulphur* ini meliputi :

1. Air, digunakan sebagai pendingin (*Cooling Water*), sanitasi, proses, dan air umpan *boiler* (*Boiler Feed Water*).
2. Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga penggerak pada peralatan proses serta sebagai sumber penerangan.
3. Bahan bakar, sebagai sumber energi pada generator dan berbagai proses pemanasan

Untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, diperlukan unit-unit penghasil sarana utilitas, antara lain:

### **VI.2.1. Unit Pengolahan Air**

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari sungai, yang diolah terlebih dahulu sehingga tidak mengandung zat-zat pengotor yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik *Insoluble Sulphur* ini digunakan untuk kepentingan :

- Air Proses

Air proses meliputi air pendingin (*cooling water*) dan air umpan *boiler* (*boiler feed water*). Air umpan *boiler* ini selama proses akan diubah fasanya menjadi uap (suhu 160°C) yang akan digunakan untuk memenuhi kebutuhan *steam* dalam proses melalui *Heat Exchanger*. Sedangkan air pendingin digunakan untuk mengondensasikan uap CS<sub>2</sub> menjadi *liquid* agar dapat



digunakan kembali. Penggunaan air sebagai media pendingin pada *condensor* didasarkan pada faktor berikut:

1. Air dapat menyerap panas dengan jumlah relatif tinggi per satuan volume
2. Air mudah diperoleh dan relatif murah
3. Air tidak mudah mengembang atau menyusut akibat perubahan suhu
4. Proses pendinginan mudah
5. Tidak mudah terdekomposisi

Namun demikian, air yang digunakan sebagai pendingin pada proses industri tidak boleh mengandung *hardness* dan silika yang dapat membentuk kerak pada peralatan proses, serta zat-zat organik yang menyebabkan *slime*

▪ Air Sanitasi

Air sanitasi meliputi air untuk laboratorium dan kebutuhan karyawan di lingkungan pabrik yang meliputi konsumsi, mencuci, mandi, memasak, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi:

a. Syarat Fisik :

- Suhu air kurang dari suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan  $\text{SiO}_2$  tidak lebih dari 1 mg /liter

b. Syarat Kimia :

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut berupa zat organik dan anorganik seperti PO<sub>4</sub>, Hg, Cu, dan sebagainya

c. Syarat Bakteriologi :

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

- Kandungan bakteri *E. coli* kurang dari 1/100 ml

Untuk menghasilkan air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut: pompa air sungai, bak pra-sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki  $\text{Ca(OH)}_2$ , bak sedimentasi, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki *sand filter*, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.

### **VI.2.2. Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik untuk pabrik *Insoluble Sulfur* ini diambil dari PT. PLN sebagai penghasil tenaga listrik utama dan digunakan untuk proses produksi dan penerangan pabrik serta kantor.

### **VI.2.3. Unit Penyedia Bahan Bakar**

Pabrik *Insoluble Sulphur* memerlukan bahan bakar sebagai sumber energi untuk *vaporizer*. Bahan bakar yang digunakan yaitu *natural gas*. Bahan bakar ini diperoleh dari utilitas dengan *supplier* perusahaan minyak dan gas bumi PT. Pertamina RU VI, Balongan.

## **VI.3. ANALISIS EKONOMI**

Analisis ekonomi dilakukan untuk mengetahui kelayakan didirikannya suatu pabrik, selain ditinjau dari aspek lingkungan, teknis, dan *safety*. Pada pra desain pabrik *Insoluble Sulfur* dari sulfur alam ini, dilakukan evaluasi atau studi kelayakan terhadap:

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

### **VI.3.1. Asumsi Perhitungan**

Dalam melakukan analisis ekonomi pabrik *Insoluble Sulfur* ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut:

- a) Modal kerja sebesar 2 tahun biaya pengeluaran, yaitu biaya peralatan, bangunan, lahan, yang terinci dalam modal tetap dan modal kerja.
- b) Eskalasi harga bahan baku dengan nilai inflasi 3,6% per tahun;
- c) Eskalasi biaya produksi yang meliputi biaya bahan baku, biaya utilitas, biaya tetap, biaya *plant overhead*, dan biaya umum dengan nilai inflasi 3,6% per tahun;
- d) Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri dengan rincian sebesar 40% biaya investasi dan 60% pinjaman jangka pendek dengan bunga sebesar 10,25% per tahun yang dibayar dalam jangka waktu 5 tahun;
- e) Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

### **VI.3.2. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)**

Berdasarkan hasil perhitungan pada Apendiks D diperoleh harga  $i = 20,694\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh ini lebih besar daripada harga  $i_u$  untuk bunga pinjaman bank yaitu 11% per tahun. Oleh karenanya, dengan harga  $i = 20,694\%$  ini, maka pabrik *Insoluble Sulphur* ini layak didirikan dengan bunga pinjaman 11% per tahun.

### **VI.3.3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)**

Berdasarkan hasil perhitungan pada Apendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal pabrik *Insoluble Sulphur* ini adalah 4 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena nilai POT yang diperoleh lebih kecil daripada perkiraan usia pabrik, yakni 10 tahun (asumsi perhitungan poin e).

### **VI.3.4. Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)**

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana **biaya produksi total sama dengan hasil penjualan** Biaya tetap (FC), biaya

variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Appendix D didapatkan nilai titik impas (BEP) = 37,67%.

**Tabel VI.3** Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	Rp	855.989.335.950
2	<i>Interest</i>	% per tahun	11
4	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	%	20,694
5	<i>Pay Out Time (POT)</i>	tahun	4
6	<i>Break Even Point (BEP)</i>	%	37,67
7	Harga Sulfur	Rp per ton	26.762.282.403,43
8	Harga Jual <i>Insoluble Sulfur</i>	Rp per ton	1.211.993.906.958,98
9	<i>Project Life</i>	Tahun	10
10	Waktu Konstruksi	Tahun	2
11	Operasi Per Tahun	Hari per tahun	330

## **BAB VII KESIMPULAN**

Berdasarkan pada hasil yang telah dijelaskan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Perencanaan operasi : kontinyu, 24 jam/hari, 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 38.000 ton/tahun
3. Bahan Baku : 37.250,61 ton/tahun
4. Umur Pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisis Ekonomi :  
*Total Capital Investment* = Rp 855.989.335.950  
*Internal Rate of Return* = 20,694%  
*Pay Out Time* = 4 tahun  
*Break Even Point* = 37,67%

Berdasarkan uraian di atas, ditinjau dari segi teknis dan ekonomis, pabrik ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2001. *Product Data CRYSTEX HD OT 20 Polymeric Sulphur*. Brussels: Flexsys
- Anonim. 2013. *Persebaran Barang Tambang di Indonesia dan Proses Geomorfik*. Diakses dari laman <http://majalah1000guru.net/2013/10/persebaran-barang-tambang-indonesia/> pada 15 Oktober 2019 pukul 11.35 WIB
- Anonim. 2014. *Spesifikasi Sulfur*. Surabaya: PT. Belerang Kalisari.
- Arthur V. Tobolsky. 1966. *Polymeric Sulfur and Related Polymers*. Department of Chemistry, Princeton University, Princeton, New Jersey
- Azizah, Fitri Alwi. 2014. *Analisis Kelayakan Teknis dan Finansial Pada Industri Pengolahan Karet Skala Kecil di Kabupaten Musi Rawas Sumatera Selatan*. Malang: Universitas Brawijaya.
- Asosiasi Perusahaan Ban Indonesia. 2015. *Pengaruh Kualitas Produk, Persepsi Harga dan Promosi Harga terhadap Loyalitas Pelanggan pada PT. Gajah Tunggal Tbk*. Jakarta: Bloomberg, Pefindo Divisi Valuasi Saham dan Indexing.
- Ballone, P. 2004. *Equilibrium polymerization in sulphur: Monte Carlo simulations with a density functional based force field*. Italy: Dipartimento di Fisica, Università di Messina
- Bapeda Kabupaten Karawang. 2011. *Gambaran Umum Kondisi Daerah Karawang*. Diakses dari laman [www.karawangkab.go.id](http://www.karawangkab.go.id) pada 19 November 2019 pukul 10.40 WIB
- Belchetz, Arnold. 1947. *Sulphur Production*. California : United States Patent Office.
- Block, Michael. 1972. *Method for Producing Insoluble Sulfur*. Los Angeles : United States Patent Office.

- BPS, Administrator. 2015. Ekspor dan Impor. [http://www.bps.go.id/all\\_newtemplate.php](http://www.bps.go.id/all_newtemplate.php). Diakses pada 14 November 2019, pukul 18.00 WIB
- Brownell, Lloyd E. 1979. *Equipment Design*. New Delhi : Wiley Eastern Ltd.
- Emi Nofi. 2006. *Kinerja dan Potensi Industri Ban Dalam Negeri*. Jakarta: Universitas Indonesia.
- ESDM, Administrator. 2005. *Informasi Mineral dan Batubara*. <http://www.tekmira.esdm.go.id/data/ulasan.asp>. Diakses pada Kamis, 15 Novemebr 201 9 pukul 11.30 WIB
- Faeyumi, Muhammad. 2011. *Sebaran Potensi Belerang di Areal Ekxploitasi* . Jakarta: Universitas Ind onesia.
- Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations*4<sup>th</sup> Edition . New Jersey : Prentice -Hall, Inc.
- Himmelblau, David M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering* . Texas: Prentice -Hall International, Inc.
- Juan Castro *et al.* 2001. *Procedure for the Production of Polymeric Sulphur* . London: Derwent Publication Ltd.
- Kern, D.Q. 1950. *Process Heat Transfer* . New York : McGraw Hill, Inc.
- Kozhevnikov, V.F. 2004. *Physical Properties of Sulfur Near the Polymerization Transition*. Lake City: University of Utah
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Penukar Panas*. Surabaya :itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan* . Surabaya :itspress.
- Leader Technologies. 2016 *Manufacturing of Insoluble Sulphur*. Diakses dari laman <http://www.leadertech.ltd/product/> pada 14 November 2019, pukul 19.00 WIB
- Manak Bhavan. 1995. *Insoluble (Amorphous) Sulphur for Rubber Industry Specification*. New Delhi: Bureau of Indian Standards.

- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw Hill, Inc.
- McQuarrie. 2011. *General Chemistry, Fourth Edition* . University Science Books.
- Meyer, Beat. 1975. *Elemental Sulfur* . California : Manuscript of Inorganic Materials.
- Monte Carlo. 2011. *Equilibrium Polymerization in Sulphur using Simulation with a Density Functional based Force Field*. Italy: Universit`a di Messina, I -98166 Messina .
- Morningstar, Ralph Eugene. 1954. *Process for Producing Insoluble Sulphur* . Virginia: United States Patents
- Narendra, Julius. 2016. *Produksi Ban dan Ketersediaan Bahan Bak Karet Alam Indonesia* . Diakses dari laman [www.indonesia-investments.com](http://www.indonesia-investments.com) pada 18 November 2019 pukul 13.45 WIB
- Nurdajat, Dodi. 2007. *Perbaikan Sifat Agregat dengan Belerang untuk Meningkatkan Kinerja Campuran Aspal* Vol 5 no 1 April 2007. Bandung: Jurusan Teknik Sipil.
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> Edition*. New York : McGraw-Hill, Inc.
- Peters, Max. 1991. *Plant Design And Economic For Chemical Engineers*. Singapore : McGraw-Hill, Inc.
- Ralf Steudel. 2003. *Topics in Current Chemistry*. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg New York
- Richardson's & Coulson. 2000. *Chemical Engineering Design*. Great Britain : Butterworth Heinemann.
- Rohman, Farhan A. 2016. *Karakterisasi Mesin penepung Tipe Disk Mill FFC 23*. Semarang: Universitas Diponegoro
- Rudianto, Eko. 2015. *Kapasitas Produksi Industri Mobil Nasional*. Diakses dari laman [www.toyotaindonesiamanufacturing.co.id](http://www.toyotaindonesiamanufacturing.co.id) pada 18 November 2019 pukul 12.15 WIB.
- Sovereign Chemical Company. *Material Safety Data Sheet of Insoluble Sulphur*. Diakses dari laman [www.sovchem.net](http://www.sovchem.net) pada 18 November 2019 pukul 12.35 WIB



- Schallis, Alvin. 1949. *Production of Insoluble Sulfur*. California: United States Patent Office.
- Schallis, Alvin. 1950. *Producing Insoluble Sulfur*. California: United States Patent Office.
- Shim, Kyung S. 1982. *Process for The Production of Insoluble Sulphur*. New York: U.S. Patent Documents
- Sitorus, Indah M.S. 2013. *Pengaruh Penambahan Alkanolamida terhadap Karakteristik Pematangan dan Kekerasan Vulkanisat Karet Alam Berpengisi Kaolin*. Jurnal Teknik Kimia USU, Vol. 2, No. 4 (2013). Medan: Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Sumatera Utara
- Sovereign Chemical Company. *Material Safety Data Sheet of Insoluble Sulphur*. Diakses dari laman [www.sovchem.net](http://www.sovchem.net) pada 15 November 2017 pukul 15.25 WIB
- Sunanto, Agus. 2013. Analisis Cacat Produk Ban Vulkanisir Jenis Truk dan Bus. Surakarta: Universitas Sebelas Maret
- Treybal, Robert L. 1981. *Mass-Transfer Operation*. Auckland : McGraw-Hill, Inc.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. USA : John Wiley & Sons Inc.
- Walas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Washington : Butterworth - Heinemann.
- Weifang Jiahong Chemical CO, Ltd. 2010. *Material Safety Data Sheet of Insoluble Sulphur*. Diakses dari laman [www.wlchem.com](http://www.wlchem.com) pada 18 November 2019 pukul 17.00 WIB

## APENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

Waktu Operasi	= 1 tahun	
	= 330 hari	
Basis Perhitungan	= 1 jam operasi	
Satuan Perhitungan	= kg	
Kapasitas Produksi	= 38.000	ton/tahun
	= 115,15	ton/hari
	= 4.797,98	kg/jam

Produk direncanakan memiliki spesifikasi dengan *total sulfur* sebesar 80% (Manak Bhavan, 1995) sehingga,

$$\text{Total sulfur} = 80\% \times 4.797,98 \text{ kg/jam} = 3.838,38 \text{ kg/jam}$$

Sedangkan sulfur yang digunakan memiliki kemurnian 99,5% (PT. Belerang Kalisari, 2014) maka besar sulfur *feed* adalah

$$\text{Sulfur feed} = \frac{3.838,384 \text{ kg/jam}}{99,5\%} = 3.857,67 \text{ kg/jam}$$

Menurut Juan Castro (2003), produk *insoluble sulphur grade 1* mengandung  $20 \pm 1\%$  *hydrogenated oil* (atau parafin) sehingga:

$$\text{Parafin} = 20\% \times 4.797,98 \text{ kg/jam} = 959,59 \text{ kg/jam}$$

Penggunaan *hydrogenated oil* (parafin) harus disertai iodin dan diketahui kebutuhan iodin adalah 5 mg/liter parafin dengan densitas parafin =  $857,5 \text{ kg/m}^3$  sehingga,

$$\text{iodin} = \frac{5 \times 10^{-6} \text{ kg iodin}}{1 \text{ parafin} \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{parafin} \times 857,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 959,59 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \text{parafin}}$$

$$= 0,00559 \text{ kg/jam}$$

**Bahan Baku :**

- Sulfur <i>feed</i>	= 3.857,67	kg/jam
- <i>Hydrogenated oil</i>	= 959,59	kg/jam
- Iodin	= 0,00559	kg/jam
- CS <sub>2</sub>	= 1.719,03	kg/jam
Total <i>feed</i>	= 6.536,60	kg/jam

David Himmelblau (1989) menyatakan bahwa dalam perhitungan neraca massa ini berlaku teori hukum kekekalan massa dengan persamaan yang digunakan sebagai berikut:

$\text{Akumulasi} = \text{Massa masuk} - \text{Massa keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi}$
---

*dengan asumsi aliran steady state.*



Tekanan (bar)

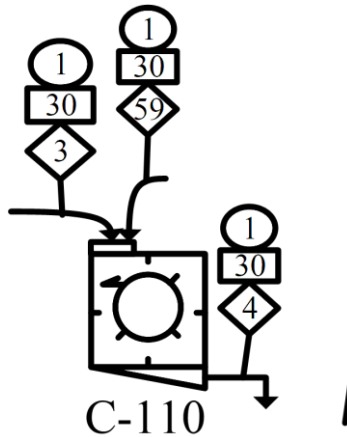


Temperatur (°C)



Nomor Aliran

1. *Hammer Crusher* (C-110)



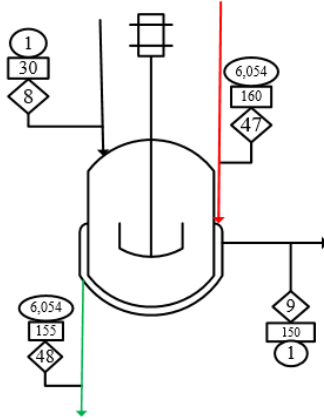
**Gambar A.1** *Hammer Crusher* (C-110)

*Hammer crusher* berfungsi untuk memperkecil ukuran sulfur dari 250  $\mu\text{m}$  menjadi 50  $\mu\text{m}$ . Pada alat ini tidak terjadi perubahan neraca massa, sehingga massa sulfur yang masuk akan sama dengan massa sulfur yang keluar. Neraca massa pada *Hammer crusher* adalah sebagai berikut:

**Tabel A.1** Neraca Massa *Hammer Crusher* (C-110)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<3>	<4>
Sulfur	3.857,67	3.857,67
Total	3.857,67	3.857,67

2. *Sulfur Melter* (Q-120)



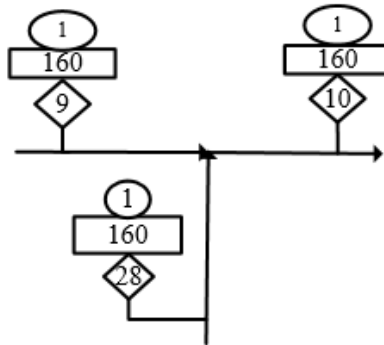
**Gambar A.2** *Sulfur Melter* (Q-120)

*Sulfur melter* berfungsi melelehkan sulfur solid pada temperatur 151,9°C agar menjadi fase *liquid*. Pada proses *melting* ini dapat dipisahkan juga antara sulfur *liquid* dan impuritisnya.

**Tabel A.2** Neraca Massa *Sulfur Melter* (Q-120)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<8>	<9>
Sulfur	3.857,67	3.857,67
Total	3.857,67	3.857,67
	3.857,67	3.857,67

### 3. *Mix Point I*



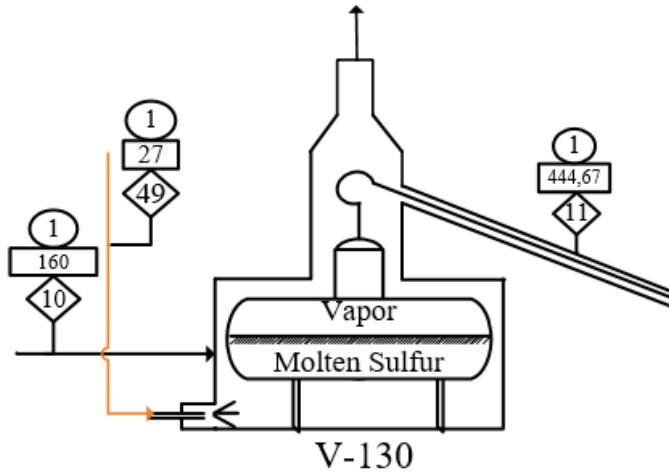
**Gambar A.3** *Mix Point I*

*Mix point I* ini merupakan titik bertemunya sulfur yang telah dilelehkan di *sulfur melter* dengan larutan *soluble sulphur* dalam pelarut  $CS_2$  yang di-*recycle*. Perhitungan mengenai massa *soluble sulphur* dan  $CS_2$  masing-masing akan diselesaikan kemudian.

**Tabel A.3** Neraca Massa *Mix Point I*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<11>	<28>	<12>
Sulfur	3.857,67	0.00	3.857,67
SS Recycle	0.00	538,073	538,073
$CS_2$	0.00	60,38	60,38
Total	3.857,67	598,451	4.456,12
	4.456,12		4.456,12

4. Vaporizer (V-130)



**Gambar A.4** Vaporizer (V-130)

Vaporizer berfungsi untuk menaikkan temperatur sulfur *liquid* agar menjadi fase *vapor*. Perhitungan terhadap banyaknya sulfur yang menjadi *insoluble sulphur* diselesaikan melalui persamaanGee et all (1952):

$$-R \ln(1 - \Phi) = \Delta S^\circ - \frac{\Delta H^\circ}{T}$$

di mana  $\Delta S^\circ = \frac{\Delta H^\circ}{T_\phi}$  sehingga,

$$-\ln(1 - \Phi) = \frac{\Delta H^\circ}{R} \left( \frac{1}{T_\phi} - \frac{1}{T} \right)$$

$\Phi$  = persentase sulfur yang menjadi *insoluble sulphur*

$$\Delta H^\circ = 17 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}$$

T = temperatur operasi = 444,67°C karena ini merupakan temperatur *vaporization* dari sulfur.

Pada temperatur ini, tidak akan ada uap sulfur yang berubah fasa selama menuju *vaporizer*. Hal ini dikarenakan, temperatur uap campuran dalam sistem ini yaitu,

$$\begin{aligned}
 T_{v \text{ camp}} &= \text{fraksi S} \times \text{temperatur uap S} + \text{fraksi CS}_2 \\
 &\quad \times \text{temperatur uap CS}_2 \\
 &= \frac{2.110,15 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{2.139,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} \times 444,67^\circ\text{C} \\
 &\quad + \frac{28,98 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{2.139,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} \\
 &\quad \times 46,26^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$T_{v \text{ camp}} = 439,27^\circ\text{C}$$

$$T_\Phi = \text{critical transition temperature} = 159^\circ\text{C}$$

$$R = 0,008314 \text{ kJ/mol } ^\circ\text{K}$$

$$\begin{aligned}
 -\ln(1 - \Phi) &= \frac{17}{0,008314} \left( \frac{1}{159 + 273,15} \right. \\
 &\quad \left. - \frac{1}{444,67 + 273,15} \right) \\
 \Phi &= 0,85 \text{ atau } 85\%
 \end{aligned}$$

Berdasarkan hasil perhitungan tersebut, sebesar 85% sulfur yang masuk pada *stream* <12> akan menjadi *insoluble sulphur* dan keluar melalui *stream* <14>.

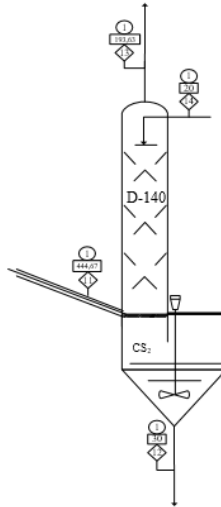
**Tabel A.4** Neraca Massa *Vaporizer* (V-130)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<10>	<11>
Sulfur	4.393,06	668,32



IS	0,00	3.724,74
CS <sub>2</sub>	60,08	60,08
Total	4.453,13	4.453,13

5. *Quenching Tower* (D-140)



**Gambar A.5** *Quenching Tower* (D-140)

*Quenching tower* berfungsi untuk mendinginkan sulfur *vapor* dengan *shock contact* oleh CS<sub>2</sub> bersuhu 20°C yang masuk melalui *stream* <14>.

- Perhitungan massa CS<sub>2</sub> di *stream* <14> ini adalah:  
 Kelarutan sulfur dalam larutan CS<sub>2</sub> yaitu 37,4 gram *soluble sulfur*/100 gram CS<sub>2</sub>, sehingga CS<sub>2</sub> < 14 >  

$$= \left[ \frac{100 \text{ gr CS}_2}{37,4 \text{ gr sulfur}} \times \text{total sulfur} < 11 > \right] - \text{CS}_2 < 11 >$$

$$CS_2 < 14 > = \left[ \frac{100 \text{ gr } CS_2}{37,4 \text{ gr sulfur}} \times (668,32 + 3.724,74) \right] - 60,08$$

$$CS_2 < 14 > = 11.686,1 \text{ kg}$$

- Perhitungan di *stream* <12> dan <13> ini adalah:
  - Di *stream* <12>, semua sulfur yang masuk melalui <11> akan menjadi *slurry*.
  - $CS_2 \text{ liquid} < 12 > = \left[ \frac{100 \text{ gr } CS_2}{37,4 \text{ gr sulfur}} \times \text{soluble sulfur} < 12 > \right]$ 

$$= \left[ \frac{100 \text{ gr } CS_2}{37,4 \text{ gr sulfur}} \times 668,32 \text{ kg/jam} \right]$$

$$= 1.786,95 \text{ kg } CS_2$$
  - $CS_2 \text{ uap} < 13 > = CS_2 \text{ stream} < 11 > + < 14 > - < 12 >$ 

$$= 60,08 \text{ kg}$$

$$+ 11.686,1 \text{ kg}$$

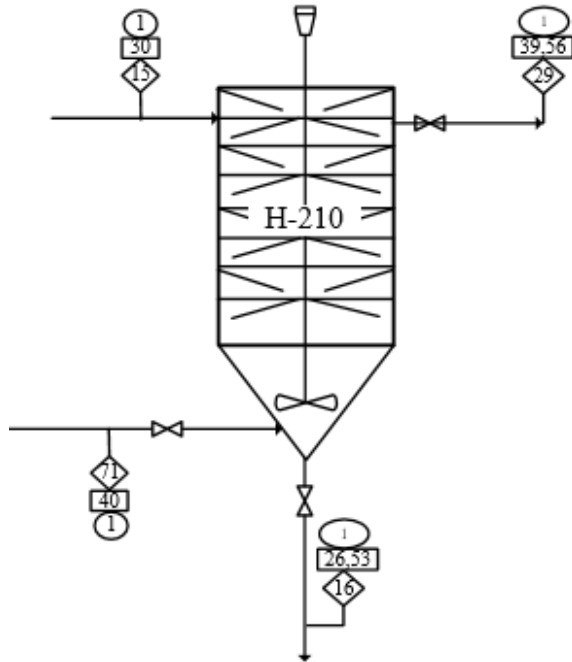
$$- 1.786,95 \text{ kg}$$

$$= 9.959,19 \text{ kg } CS_2$$

**Tabel A.5** Neraca Massa *Quenching Tower* (D-140)

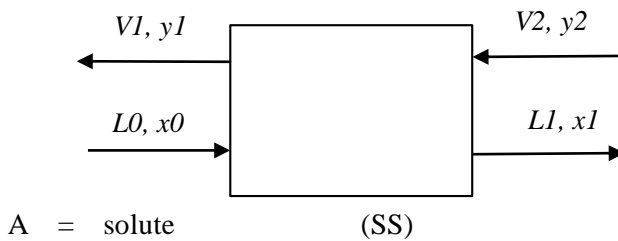
Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)	
	<11>	<14>	<12>	<13>
Sulfur	668,32	0,00	668,32	0,00
IS	3.724,74	0,00	3.724,74	0,00
CS <sub>2</sub>	60,08	11.686,1	1.786,95	9.959,19
Total	4.453,13	11.686,1	6.180,006	9.959,19
	16.139,2		16.139,2	

6. Washer (H-210)



**Gambar A.6** Washer (H-210)

Washer berfungsi melarutkan sisa *soluble sulfur* yang tersuspensi dan memisahkan *insoluble sulfur* dengan *soluble sulfur* melalui prinsip *leaching*.



B = *inert solid* (IS)

S = *solvent* (CS<sub>2</sub>)

- Meninjau *stream* <15>
  - Lo = semua *liquid* masuk = 668,32 kg + 1.786,95 kg = 2.455,27 kg
  - Xo = fraksi zat terlarut masuk = 
$$\frac{\text{soluble sulphur}<15>}{Lo} = \frac{668,32 \text{ kg}}{2.455,27 \text{ kg}} = 0,272$$
  - No = fraksi inert masuk = 
$$\frac{\text{insoluble sulphur}<15>}{Lo} = \frac{3.724,74 \text{ kg}}{2.455,27 \text{ kg}} = 1,517$$
- Meninjau *stream* <71>  
*Make up* CS<sub>2</sub> sebanyak CS<sub>2</sub> yang dialirkan dari *Knock Out Drum* (D-214) yaitu sebanyak 99.019,4kg
- Meninjau *stream* <27>  
Diketahui kelarutan *sulfur* dalam CS<sub>2</sub> menurut Indian Standard adalah 5 gram *sulfur*/100 ml CS<sub>2</sub>. Dengan densitas CS<sub>2</sub> sebesar 1,26 gram/ml maka kelarutan tersebut sama dengan 5 gram *soluble sulfur*/126 gram CS<sub>2</sub>, sehingga
  - CS<sub>2</sub> di <27> = 
$$\left( \left[ \frac{126}{5} \times (\text{sulfur} <15>) \right] - \text{CS}_2 <15> \right)$$
$$= \left( \left[ \frac{126 \text{ gram CS}_2}{5 \text{ gram SS}} \times (668,32 + 3.724,74) \text{ kg sulfur} \right] - 1.786,95 \text{ kg CS}_2 \right)$$
$$= 9.965,28 \text{ kg CS}_2$$

- $Y_2 = N_2 = 0$  (karena tidak ada *insoluble sulfur* dan *soluble sulfur* di *stream* <27> dan <71>)

$$V_2 = CS_2 \text{ di } stream < 27 >$$

Dengan demikian  $V_2 = 9.965,28 \text{ kg}$

- Neraca massa total

$$M = L_0 + V_2 = 2.455,27 \text{ kg} +$$

$$9.965,28 \text{ kg} = 111.305 \text{ kg}$$

Neraca massa komponen

$$L_0 \cdot X_0 + V_2 \cdot Y_2 = 2.455,27 \text{ kg} \times 0,27 +$$

$$108.849 \text{ kg} \times 0 = 668,32 \text{ kg}$$

$$m = \frac{NM \text{ komponen}}{NM \text{ total}} = \frac{668,32 \text{ kg}}{111.305 \text{ kg}} = 0,006$$

$$Nm = \frac{\text{insoluble sulphur } < 15 >}{NM \text{ total}} = \frac{3.724,74 \text{ kg}}{111.305 \text{ kg}} = 0,03$$

Berdasarkan Table II.4 , setidaknya diperoleh 90% *insoluble sulfur* dari total sulfur yang ada sehingga :  
*soluble sulphur* di < 20 >

$$= \frac{1}{9}$$

× inert *insoluble sulfur*

$$= \frac{1}{9} \times 3.724,74 \text{ kg}$$

$$= 413,86 \text{ kg}$$

$$L_1 = \frac{\text{soluble sulfur } < 20 >}{y_1}$$

$$= \frac{413,86 \text{ kg}}{0,01}$$

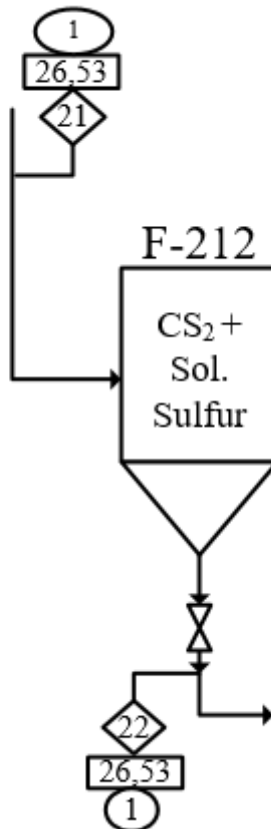
$$= 68.554,5 \text{ kg}$$

$V_1 = N_m \text{ total} - L_1 = 111.305 \text{ kg} - 68.554,5 \text{ kg} = 42.150,5 \text{ kg} \rightarrow \text{total } \langle 16 \rangle \text{ tidak termasuk inert insoluble sulfur}$

**Tabel A.6** Neraca Massa Washer (H-210)

Komponen	Masuk (kg)			Keluar (kg)	
	<15>	<27>	<71>	<20>	<21>
SS total	668,32	0,00	0,00	413,859	254,46
IS	3.724,74	0,00	0,00	3.724,74	0,00
CS <sub>2</sub>	1.786,95	9.965,28	99.019,4	68.554,5	42.150,5
Total	6.180,01	108.849	68,55	72.693,1	42.405
	115.098			115.098	

7. *Storage CS<sub>2</sub> + Soluble Sulfur* (F-212)

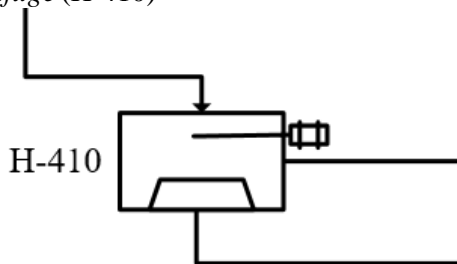


**Gambar A.7** *Storage CS<sub>2</sub> + Soluble Sulfur* (F-212)  
*Storage* berfungsi sebagai tempat penyimpanan sementara CS<sub>2</sub> liquid (*overhead product washer tank*) sebelum masuk *flash drum*.

**Tabel A.7** Neraca Massa *Storage CS<sub>2</sub> + Soluble Sulfur* (F-212)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<16>	<17>
SS total	254,616	254,616
IS	0,00	0,00
CS <sub>2</sub>	42.176,3	42.176,3
Total	42.430,9	42.430,9

8. *Centrifuge* (H-410)



**Gambar A.8** *Centrifuge* (H-410)

*Centrifuge* berfungsi sebagai alat untuk memisahkan *slurry insoluble sulfur* dan larutan CS<sub>2</sub>. Cara kerja *centrifuge* ini adalah dengan memutar *sample* dengan kecepatan tinggi sehingga dihasilkan *cake insoluble sulfur* yang siap dikeringkan lebih lanjut di *rotary dryer*. Karena *insoluble sulfur* berupa *solid* maka akan keluar sebagai *bottom product*. Sedangkan CS<sub>2</sub> yang terikat di bagian *bottom product* ini diasumsikan sebesar 1% yaitu,

$$\begin{aligned}
 \text{CS}_2 < 31 > &= 1\% \times \text{CS}_2 < 29 > \\
 &= 1\% \times 68.596,5 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 685,965 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}
 \end{aligned}$$



Sementara itu banyak *soluble sulfur* di *bottom product* dihitung berdasarkan *limit fluidity* 0,19 kg *soluble sulfur*/kg CS<sub>2</sub>,

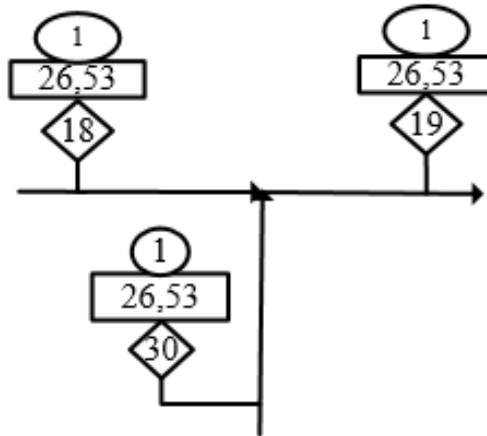
$$SS < 31 > = \frac{0,19 \text{ kg SS}}{\text{kg CS}_2} \times CS_2 < 31 >$$

$$= \frac{0,19 \text{ kg SS}}{\text{kg CS}_2} \times 685,965 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} = 130,6557 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

**Tabel A.8** Neraca Massa *Centrifuge* (H-410)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<29>	<31>	<30>
SS Total	414,113	130,6557	283,4572
IS	3.727,02	3.727,016	0
CS <sub>2</sub>	68.596,5	685,9646	67910,5
Total	72737,59	4.543,63	68.193,95
	72737,59	72737,59	

9. Mix Point II



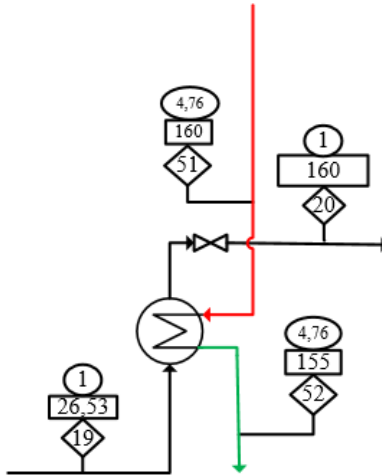
**Gambar A.9** *Mix Point II*

*Mix point II* ini merupakan titik bertemunya *overhead product washer tank* dengan campuran *soluble sulfur* dan  $CS_2$  yang merupakan keluaran dari *centrifuge*.

**Tabel A.9** Neraca Massa *Mix Point II*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<30>	<18>	<19>
SS	283,4572	254,6159	538,0731
IS	0	0	0
$CS_2$	67910,5	42176,31	110086,8
Total	68193,95	42430,92	110624,9
	110624,9		110624,9

10. *Heater* (E-312)



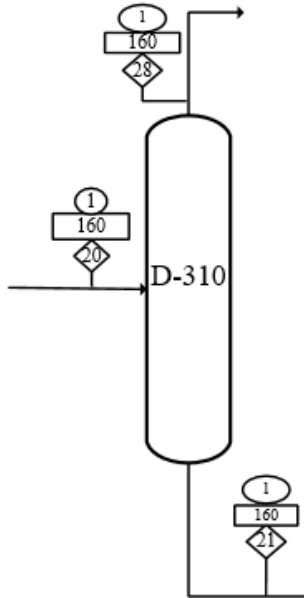
**Gambar A.10** *Heater* (E-312)

*Heater* berfungsi menaikkan temperatur dari campuran  $\text{CS}_2$  dan *soluble sulfur* hingga suhu  $151,9^\circ\text{C}$  sebelum masuk ke *flash drum*. Pemilihan suhu ini didasarkan pada properties fisik  $\text{CS}_2$  yang akan berubah fase menjadi gas karena memiliki titik didih  $46,5^\circ\text{C}$  dan *soluble sulfur* akan tetap dalam fase *liquid* karena memiliki titik didih di atas  $44^\circ\text{C}$ .

**Tabel A.10** Neraca Massa *Heater* (E-312)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<19>	<20>
SS total	538,0732	538,0732
IS	0	0
$\text{CS}_2$	110086,8	110086,8
Total	110624,9	110624,9

11. *Flash Drum I* (D-310)



**Gambar A.11** *Flash Drum I* (D-310)

*Flash drum* berfungsi memisahkan *soluble sulfur* dan  $\text{CS}_2$  berdasarkan titik didihnya. Diharapkan  $\text{CS}_2$  akan keluar sebagai *overhead product* dalam fase uap, sementara *soluble sulfur* menjadi *bottom product* dan tetap berfase *liquid*. Perhitungan pada *flash drum* menggunakan Hukum Antoine dengan suhu operasi  $410,34^\circ\text{K}$  dan konstanta Antoine untuk  $\text{CS}_2$  sebagai berikut:

A	B	C	D	E
67,11	-4820,40	-7,53	0,01	1

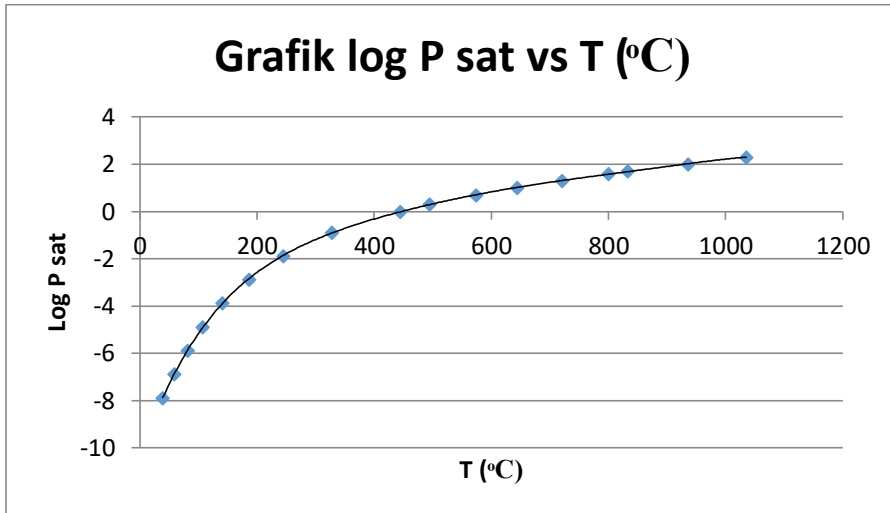
$$P^{sat}(\text{Pa}) = \exp\left(A + \frac{B}{T^\circ\text{K}} + C \ln T^\circ\text{K} + D \times (T^\circ\text{K})^E\right)$$

$$= 10,04 \times 10^5 \text{ Pa} = 9,91 \text{ atm}$$

**Tabel A.11 Data Tekanan SS**

<b>1 torr</b>	=	<b>760</b>	<b>mmHg</b>
<b>P (torr)</b>	<b>P(atm)</b>	<b>logP<sub>i sat</sub></b>	<b>T °C</b>
0.00001	1.3E-08	-7.8808	39
0.0001	1.3E-07	-6.8808	58.8
0.001	1.3E-06	-5.8808	81.1
0.01	1.3E-05	-4.8808	106.9
0.1	0.00013	-3.8808	141
1	0.00132	-2.8808	186
10	0.01316	-1.8808	244.9
100	0.13158	-0.8808	328
760	1	0	444.61
	2	0.30103	495
	5	0.69897	574
	10	1.00	644
	20	1.30103	721
	40	1.60206	800
	50	1.69897	833
	100	2.00	936
	200	2.30103	1035

(Tabel X, Bat Mayer, 1976)



**Gambar A.12** Grafik log  $P^{\text{sat}}$  terhadap Suhu

Berdasarkan persamaan pada grafik tersebut,  $P^{\text{sat}}$  *soluble sulphur* diperoleh pada  $T = 425^\circ\text{K} = 137,19^\circ\text{C}$  adalah 0 atm.

Selanjutnya, banyaknya mol vapor  $\text{CS}_2$  dapat diselesaikan melalui metode *successive approximation*:

$$-z_2(K_1 - 1)(V(K_1 - 1) + 1) = (z_1(K_1 - 1))(V(K_2 - 1))$$

$$V(K_1 - 1) = -(z_1(K_1 - 1))(V(K_2 - 1) + 1) / (-z_2(K_2 - 1))$$

$$V = -(z_1(K_1 - 1))(V(K_2 - 1) + 1) / ((-z_2(K_2 - 1))(K_1 - 1)) - 1$$

V	V <sub>n+1</sub>	Error
0,10	0,9989	0,89
0,9989	0,9945	-0,00442
0,9945	0,9945	$2,16 \times 10^{-5}$

0,9946	0,9945	-1,1 x 10 <sup>-7</sup>
0,9946	0,9945	5,16 x 10 <sup>-10</sup>
0,9946	0,9945	-2,5 x 10 <sup>-12</sup>
0,9946	0,9945	1,2 x 10 <sup>-14</sup>
0,9946	0,9945	0
0,9946	0,9945	0

Dari cara *successive approximation* di atas, diperoleh  $V/F = 0,99$ , dan menggunakan Persamaan 4.51 pada Robin Smith (2005) yaitu:

$$y_i = \frac{z_i}{V/F + \frac{(1 - V/F)}{K_i}}$$

dapat dibuat Tabel *Feed Distillation* sebagai berikut:

Komponen	F <20>		K	V <21>		L <28>	
	m (kg)	z <sub>i</sub>		y <sub>i</sub>	m (kg)	x <sub>i</sub>	m (kg)
SS	538,073	0,0048	9,9 x 10 <sup>-5</sup>	8,82 x 10 <sup>-5</sup>	0,00	0,90	538,073
CS <sub>2</sub>	110,087	0,9951	9,91	1,00	110,026	0,10	60,38
Total	110,625	1,00	9,91	1,00	110,026	1,00	598,45

Ket:

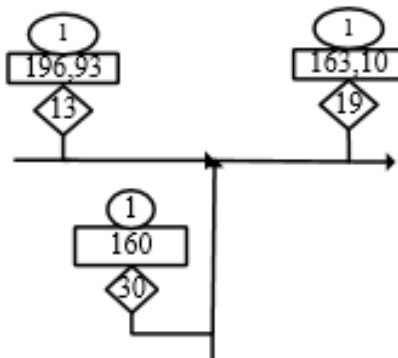
$z = y = x =$  fraksi massa

$K = P^{sat}$

**Tabel A.12** Neraca Massa *Flash Drum* (D-310)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<20>	<28>	<21>
SS Total	538,073	538,073	0,00
CS <sub>2</sub>	110.087	60,38	110.026
TOTAL	110.625	598,45	110.026
	110.625	110.625	

12. *Mix Point III*



**Gambar A.13** *Mix Point III*

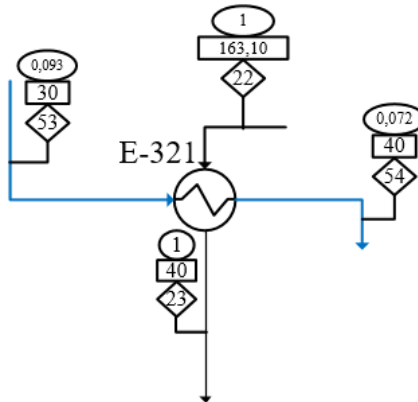
*Mix point II* merupakan titik bertemunya antara CS<sub>2</sub> dari *quenching tower* dan CS<sub>2</sub> dari *flash drum*

**Tabel A.13** Neraca Massa *Mix Point III*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<21>	<13>	<22>
CS <sub>2</sub>	9.965,28	110.026	119.992
Total	119.992		119.992



13. *Condensor* (E-321)



**Gambar A.14** *Condensor* (E-321)

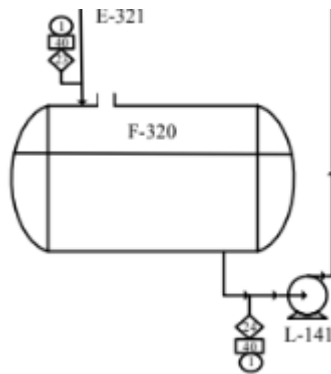
*Condensor* (E-321) berfungsi menurunkan suhu  $CS_2$  sebelum disimpan di *storage*.

Pada kondensor ini tidak terjadi perubahan neraca massa.

**Tabel A.14** Neraca Massa *Condensor* (E-321)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<22>	<23>
$CS_2$	119.992	119.992
Total	119.992	119.992

14.  $CS_2$  Storage II (F-320)

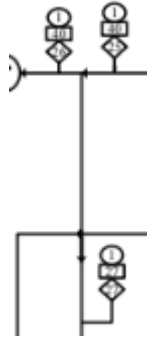


**Gambar A.15**  $CS_2$  Storage II (F-320)  
 $CS_2$  storage berfungsi menampung  $CS_2$  fraksi liquid hasil kondensasi sebelum di-recycle

**Tabel A.15** Neraca Massa  $CS_2$  Storage II (F-320)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<23>	<24>
$CS_2$	110026,4	110026,4
Total	110026,4	110026,4

## 15. Separating Point



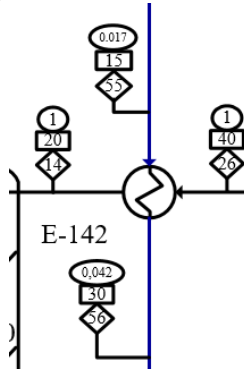
**Gambar A.16** *Separating Point*

Di titik ini, *stream* <25> dipecah menjadi *stream* <27> menuju *washer tank* dan *stream* <26> menuju *quenching tower*. Oleh sebab itu, banyaknya *flowrate*  $\text{CS}_2$  di *stream* <26> disesuaikan dengan kebutuhan  $\text{CS}_2$  di *quenching tower* atau setara dengan *stream* <14> yang telah dihitung sebelumnya.

**Tabel A.16** *Neraca Massa Separating Point*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<25>	<27>	<26>
$\text{CS}_2$	110026,4	98.333,5	11.692,9,1
Total	110026,4	110026,4	

16. Cooler (E-142)



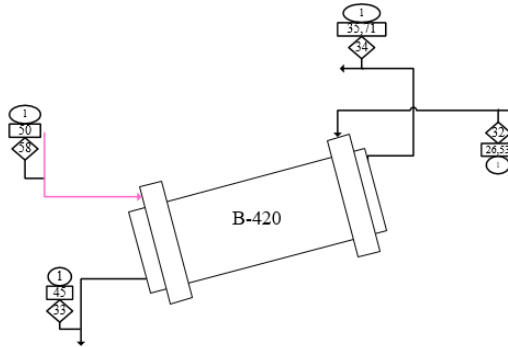
**Gambar A.17** Cooler (E-142)

Cooler (E-142) berfungsi memanaskan  $\text{CS}_2$  yang masuk dari *stream* <26> agar suhunya menjadi  $20^\circ\text{C}$  sesuai kebutuhan di *quenching tower*. Pada alat ini tidak terjadi perubahan neraca massa.

**Tabel A.17** Neraca Massa Cooler (E-142)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<26>	<14>
SS Total	0,00	0,00
IS	0,00	0,00
$\text{CS}_2$	11692,95	11692,95
Total	11692,95	11692,95

17. *Rotary Dryer* (B-420)



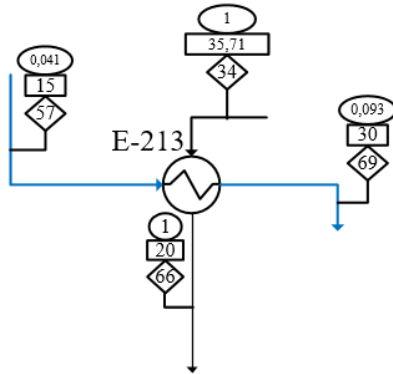
**Gambar A.18** *Rotary Dryer* (B-420)

*Rotary dryer* berfungsi mengeringkan sulfur dari CS<sub>2</sub> sehingga dihasilkan padatan sulfur yang lebih kering. *Rotary dryer* yang digunakan yang digunakan mampu mengeringkan hingga 100 % *dry content*. Karena semua CS<sub>2</sub> dalam *rotary dryer* akan dilepaskan sebagai uap, maka diperlukan CS<sub>2</sub> *make up* pada *washer tank* sebanyak uap yang hilang ini.

**Tabel A.18** Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-420)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<32>	<33>	<34>
SS total	130,656	130,656	0,00
IS	3.727,02	3.727,02	0,00
CS <sub>2</sub>	685,965	0,00	685,965
<i>Dry Air</i>	142,025	0,00	142,025
<i>Total</i>	5,00	3.8,00	2.112,19
	5,00	5,00	

18. *Condensor* (E-213)



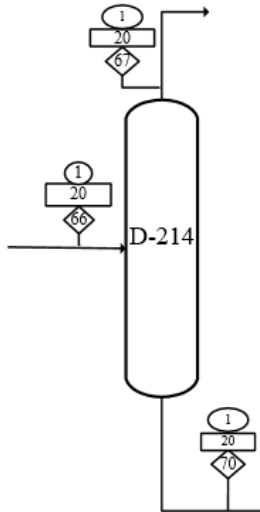
**Gambar A.19** *Condensor* (E-213)

*Condensor* (E-213) berfungsi memisahkan CS<sub>2</sub> dari udara yang keluar *rotary dryer*

**Tabel A.19** Neraca Massa *Condensor* (E-213)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<34>	<20>
SS Total	0,00	0,00
IS	0,00	0,00
CS <sub>2</sub>	685,965	685,965
Total	685,965	685,965

19. Knock Out Drum (D-214)

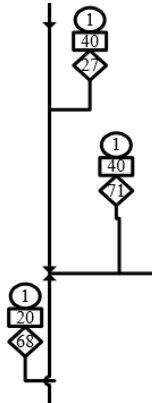


**Gambar A.19** Knock Out Drum (D-214)  
 Knock Out Drum (D-214) ini berfungsi memisahkan CS<sub>2</sub> dan udara kering dari rotary dryer.

**Tabel A.19** Neraca Massa Knock Out Drum (D-214)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<66>	<67>	<70>
CS <sub>2</sub>	685,965	685,965	0
Udara Kering	1426,23	0	1426,23
TOTAL	2112,19	2112,19	

20. *Mix Point IV*



**Gambar A.21** *Mix Point IV*

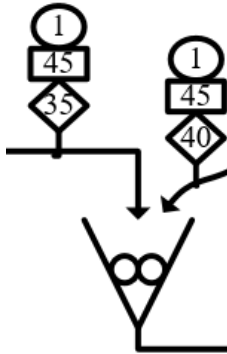
*Mix Point IV* berfungsi mencampurkan CS<sub>2</sub> dari *Flash Drum II* dengan CS<sub>2</sub> dari *storage* sebelum masuk *Washer Tank*.

**Tabel A.20** Neraca Massa *Mix Point IV*

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<27>	<68>	<71>
CS <sub>2</sub>	98.333,5	685,965	99.019,4
Total	99.019,4		99.019,4



21. *Disk Mill* (C-430)



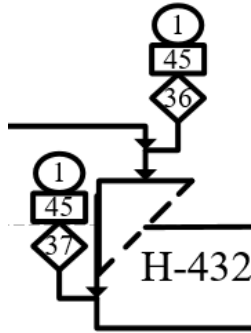
**Gambar A.22** *Disk Mill* (C-430)

*Disk mill* berfungsi mengecilkan ukuran *insoluble sulphur* dari sebesar 10  $\mu\text{m}$  menjadi 5  $\mu\text{m}$ . Namun, tidak semua *insoluble sulphur* yang dimasukkan *Disk Mill* akan berukuran 5  $\mu\text{m}$ , sehingga perlu dilakukan sistem *recycle* untuk sulfur yang belum mencapai ukuran tersebut. Menurut Samanli (2008), efisiensi *Disk Mill* untuk *undersize* dan *on size* yaitu 50%. Hal ini berarti bahwa, *stream* <36> akan memiliki produk *undersize* dan *on size* dengan perbandingan 1:1 yaitu = 3727,02 kg/jam. Sehingga, total massa *stream* <36> yaitu =  $2 \times 3.727,02 \text{ kg} = 7.454,02 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$

**Tabel A.21** Neraca Massa *Disk Mill* (C-430)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<35>	<40>	<36>
SS total	130,656	130,655	261,311
IS	3727,02	3727,02	7.454,032
TOTAL	3.857,67	3.857,66	7.715,33
	7.715,33		7.715,33

22. *Screener* (H-432)



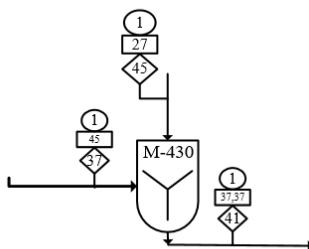
**Gambar A.23** *Screener* (H-432)

*Screener* berfungsi memisahkan sulfur *oversize* dari sulfur *on size* dan *undersize*. Produk yang keluar di *stream* <38> berukuran 44  $\mu\text{m}$ ). Berdasarkan efisiensi *on size* dan *undersize* pada *disk mill*, maka diperoleh neraca massa *screener* pada **Tabel A.22**.

**Tabel A.22** Neraca Massa *Screener* (H-432)

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)	
	<36>	<37>	<38>
SS total	261,311	130,655	130,655
IS	7.454,032	3727,02	3727,02
Total	7.715,34	3.857,66	3.857,66
	7.715,34	7.715,33	

### 23. Mixer (H-440)



**Gambar A.24** Mixer (H-440)

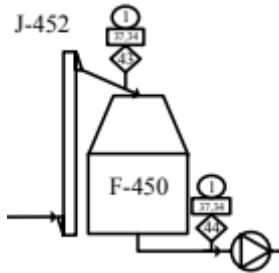
Mixer berfungsi mencampurkan *insoluble sulfur* dengan paraffin dan iodin sebagai *stabilizer*. Telah dijelaskan sebelumnya, kebutuhan *stabilizer* ialah sebanyak 959,60 kg/jam. Sementara, diketahui juga bahwa diperlukan penambahan 5 mg iodine setiap liter paraffin (densitas paraffin pada  $T = 50^{\circ}\text{C}$  yaitu  $857,5 \text{ kg/m}^3$ ). Sehingga,

$$\text{massa iodin} = \frac{5 \times 10^{-6} \text{ kg iodin}}{10^{-3} \text{ m}^3 \times 857,5 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \text{ paraffin}} \times 959,60 \text{ kg paraffin} = 0,005595 \text{ kg}$$

**Tabel A.23** Neraca Massa Mixer (H-430)

Komponen	Masuk (kg)		Keluar (kg)
	<37>	<45>	<41>
SS total	130,655	0,00	130,655
IS	3727,02	0,00	3727,02
CS <sub>2</sub>	0,00	0,00	0,00
<i>Hydrogenated oil</i>	0,00	<del>99</del>	<del>99</del>
<i>Iodin</i>	0,00	0,0056	0,0056
<i>Total</i>	3.876	<del>99</del>	4.8727
	4.8727		4.8727

#### 24. Storage IS (F-450)



**Gambar A.25** Storage IS

(F-450)

*Storage* berfungsi menyimpan produk akhir *insoluble sulfur*. Dalam hal ini tidak terjadi perubahan neraca massa sehingga massa yang masuk akan sama dengan yang keluar. Pada *storage* ini diperoleh produk *insoluble sulfur* ini diperoleh kemurnian,

$$\begin{aligned} \text{insoluble sulfur} &= \frac{3.727,02 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}}{4.817,27 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}} \times 100\% \\ &= 77,36\% \end{aligned}$$

Hasil ini sesuai dengan spesifikasi produk *grade 1* yaitu minimal 72%. Selain itu, akibat pencampuran dengan *stabilizer* di *mixer* maka ukuran sulfur menjadi lebih besar dari sebelumnya (44  $\mu\text{m}$ ), namun diharapkan tidak akan lebih besar dari 250  $\mu\text{m}$  agar bisa lolos di saringan 63 *mesh* (Manak Bhavan, 1995). Berdasarkan Tabel II.6 diketahui bahwa spesifikasi produk *insoluble sulfur* setidaknya mengandung impuritis maksimal sebesar 0,5%.

**Tabel A.24** Neraca Massa *Storage IS (F-450)*

Komponen	Masuk (kg)	Keluar (kg)
	<43>	<44>
SS total	130,655	130,655
IS	3.727,01	3.727,01
Impurities	19,2883	19,2883
Hydrogenated Oil	959,596	959,596
Iodine	0,0056	0,0056
Total	4.836,56	4.836,56

**APPENDIKS B**  
**PERHITUNGAN NERACA ENERGI**

Kapasitas produksi = 38000,00 ton/tahun  
 = 115,15 ton/hari  
 = 4,80 ton/jam = 4797,98 kg/jam




Bahan Baku:  
 - Sulfur Feed =  $\frac{1}{0,995} \times 1851,86 \text{ kg/jam} = 3857,67$   
 = 3857,67 kg/jam (termasuk impuritis)  
 - Hydrogenated Oil = 959,60 kg/jam  
 - iodine = 0,0056 kg/jam  
 Total Feed = 4817,27 kg/jam

Waktu operasi = 1 tahun = 330 hari = 7920,00 jam

**Basis Perhitungan :**

Waktu = 1,00 jam  
 Reference basis = Unsur kimia  
 Temperature reference = 25,00 °C = 298,15 K  
 Pressure reference = 1,00 atm  
 Satuan energi = kJ (kilo Joule)

Keterangan Gambar:

-  Tekanan (bar)
-  Temperatur (°C)
-  Nomor Aliran

Menurut Himmelblau (1989), dalam perhitungan neraca energi ini berlaku teori hukum kekekalan energi dengan persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut.

<b>Akumulasi energi sistem</b>	<b>= Energi masuk</b>	<b>- Energi keluar</b>	<b>+ Generasi energi</b>	<b>- Konsumsi energi</b>
--------------------------------	-----------------------	------------------------	--------------------------	--------------------------

- dengan asumsi : - tidak ada akumulasi energi pada sistem (*steady state*)  
 - neraca energi dihitung per kapasitas alat  
 - perubahan energi kinetik dan potensial diabaikan

## DATA FISIK SULFUR DAN CS<sub>2</sub>

### SULFUR

Berat Molekul	=	32,07	kg/kgmol
T fusion	=	119,00 °C = 392,15 K	
T inisiasi	=	159,00 °C = 432,15 K	
T propagasi	=	169,65 °C = 442,80 K	
T vaporization	=	446,00 °C = 719,15 K	
λ fusion	=	2,12 kJ/mol = 2121,29 kJ/kmol	
λ inisiasi	=	1,61 kJ/mol = 1607,49 kJ/kmol	
λ propagasi	=	17,15 kJ/mol = 17154,4 kJ/kmol	
λ vaporization	=	10,46 kJ/mol = 10460 kJ/kmol	

*(Beat Meyer, 1976)*

Cp Insoluble Sulfur dan Soluble Sulfur

$$C_p^\circ = A + B*t + C*t^2 + D*t^3 + E/t^2$$

$$\hat{H}_2^\circ - \hat{H}_1^\circ = \int C_p dT$$

$$= A*t + B*t^2/2 + C*t^3/3 + D*t^4/4 - E/t$$

keterangan : C<sub>p</sub> = Heat capacity (kJ/kmol K)  
 Ĥ = Enthalpy (kJ/kmol)  
 t = temperature (K) / 1000

**Tabel B.1** Data Cp Sulfur (s)

sulfur (s)	
Temperature (K)	298. - 388,36
<b>A</b>	21,22
<b>B</b>	3,87
<b>C</b>	22,27
<b>D</b>	-10,32
<b>E</b>	-0,12
<b>F</b>	-7,09
<b>G</b>	55,00
<b>H</b>	0,00

**Tabel B.2** Data Cp Sulfur (l)

sulfur (l)		
Temperature (K)	388,36 - 432.	432. - 882,117
<b>A</b>	-4540,97	-37,93
<b>B</b>	26065,60	133,24
<b>C</b>	-55520,70	-95,32
<b>D</b>	42012,20	24,01
<b>E</b>	54,59	7,65
<b>F</b>	787,81	29,79
<b>G</b>	-10826,30	-13,15
<b>H</b>	1,85	1,85

**Tabel B.3** Data Cp Sulfur (g)

sulfur (g)	
Temperature (K)	882,117 - 1400.
A	27,46
B	-133,28
C	10,07
D	-2,66
E	-0,06
F	269,11
G	204,30
H	276,98

(NIST, 1977)

**CARBON DISULFIDE**

Berat Molekul = 76,14 kg/kgmol  
 T vaporization = 46,26 °C = 319,41 K  
 λ vaporization = 26,74 kJ/mol = 26740 kJ/kmol

*Cp Carbon disulfide*

**CS<sub>2</sub> (l)**

$$C_p = C_1 + C_2 * T + C_3 * T^2 + C_4 * T^3 + C_5 * T^4$$

$$\hat{H}_2^\circ - \hat{H}_1^\circ = \int C_p dT$$

$$= C_1 * t + C_2 * t^2 / 2 + C_3 * t^3 / 3 + C_4 * t^4 / 4 + C_5 * t^5 / 5$$

keterangan : C<sub>p</sub> = Heat capacity (J/kmol K)

Ḣ = Enthalpy (J/kmol)

t = temperature (K)

**Tabel B.4** Data Cp CS<sub>2</sub> (l)

C1	85600
C2	-122,00
C3	0,56
C4	0,00
C5	0,00

(Perry, 7<sup>th</sup> Ed)

**CS<sub>2</sub> (g)**

$$C_p^\circ = A + B * t + C * t^2 + D * t^3 + E / t^2$$

$$\hat{H}_2^\circ - \hat{H}_1^\circ = \int C_p dT$$

$$= A * t + B * t^2 / 2 + C * t^3 / 3 + D * t^4 / 4 - E / t$$

keterangan : C<sub>p</sub> = Heat capacity (kJ/kmol K)

Ḣ = Enthalpy (kJ/kmol)

t = temperature (K) / 1000



**Tabel B.5** Data Cp CS<sub>2</sub> (g)

Temperature (K)	298. - 1000.
<b>A</b>	35,85
<b>B</b>	52,49
<b>C</b>	-40,84
<b>D</b>	12,00
<b>E</b>	-0,22
<b>F</b>	103,50
<b>G</b>	266,16
<b>H</b>	116,94

(NIST, 1977)

Menghitung Enthalpy IS dan SS :

$$\hat{H} \text{ (kJ/kmol)} = \int_{T_{ref}}^{T_{fusion}} C_{p_s} dT + \lambda_{fusion} + \int_{T_{fusion}}^{T_{inisiasi}} C_{p_l} dT + \lambda_{inisiasi} + \int_{T_{inisiasi}}^{T_{propagasi}} C_{p_l} dT + \lambda_{propagasi} + \int_{T_{propagasi}}^{T_{vaporisasi}} C_{p_l} dT + \lambda_{vaporisasi} + \int_{T_{vaporisasi}}^{T_{variabel}} C_{p_v} dT$$

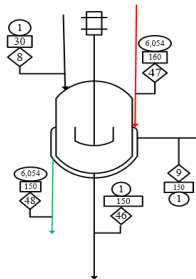
$$H \text{ (kJ)} = \text{kmol} \times \hat{H}$$

Menghitung Enthalpy CS<sub>2</sub> :

$$\hat{H} \text{ (kJ/kmol)} = \int_{T_{ref}}^{T_{vaporisasi}} C_{p_l} dT + \lambda_{vaporisasi} + \int_{T_{vaporisasi}}^{T_{variabel}} C_{p_v} dT$$

$$H \text{ (kJ)} = \text{kmol} \times \hat{H}$$

### 1. Sulphur Melter (Q-120)



**Gambar B.1** Sulphur Melter (Q-120)

Fungsi : menaikan temperatur sulfur *solid* sehingga meleleh dan menjadi fase *liquid*

$$T_{in} = \langle 8 \rangle \quad 30,00 \quad ^\circ\text{C} = 303,15 \quad \text{K}$$

$$T_{out} = \langle 46 \rangle \quad 150,00 \quad ^\circ\text{C} = 423,15 \quad \text{K}$$

$$= \langle 9 \rangle \quad 150,00 \quad ^\circ\text{C} = 423,15 \quad \text{K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.6** Neraca Energi Masuk Sulfur Melter (*Q-120*)

stream <6>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	3857,67	120304,13	0,11	13690,33
TOTAL				13690,33

## 2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.7** Neraca Energi Keluar Sulfur Melter (*Q-120*)

stream <46>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS (impuritis)	19,29	601,52	5,38	3233,54
TOTAL				3233,54

stream <9>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	3838,38	119702,61	5,38	643474,96
TOTAL				643474,96

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= \sum H_{\text{keluar}} - \sum H_{\text{masuk}} \\
 &= 646708,50 - 13690,33 \\
 &= 633018,17 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

## 3. Menghitung kebutuhan steam

**Tabel B.8** Tabel Steam

T(°C)	P (kPa)	$H^l$ (kJ/kg)	$H^v$ (kJ/kg)	$\lambda$ (kJ/kg)
160,00	617,80	675,55	2758,10	2082,55

(Geankoplis, Appendix A. 2-9 hal 963, 4<sup>th</sup> edition)

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= m_{\text{steam}} \times \lambda \\
 m_{\text{steam}} &= \frac{Q_{\text{akumulasi}}}{\lambda} = 303,96 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Enthalpy untuk aliran steam dan steam condensate

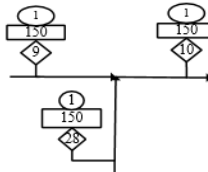
$$H_{<47>} = m \times H^v = 838360,4 \quad \text{kJ}$$

$$H_{<48>} = m \times H^l = 205342,2 \quad \text{kJ}$$

**Tabel B.9** Neraca Energi Overall Sulfur Melter (*Q-120*)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<6>	13690,33	<46>	3233,54
		<9>	643474,96
<47>	838360,39	<48>	205342,21
Total Masuk	852050,72	Total Keluar	852050,72

## 2. Mix Point I



**Gambar B.2** Mix Point I

Fungsi : Mix point antara molten sulfur dengan sulfur *recycle* yang mengandung CS<sub>2</sub>

T in = <9> 150,00 °C = 423,15 K

= <28> 150,00 °C = 423,15 K

T out = <10> 150,00 °C = 423,15 K

### 1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.10** Neraca Energi Masuk Mix Point I

stream <11>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	3838,38	119702,61	5,38	643474,96
TOTAL				643474,96

stream <28>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	535,38	16696,28	5,38	89752,74
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	33,42	26370,00
TOTAL				116122,74

### 2. Menghitung enthalpy bahan keluar

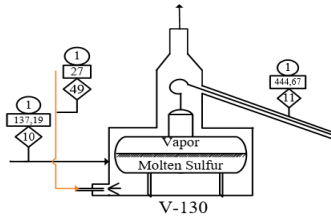
**Tabel B.11** Neraca Energi Keluar Mix Point I

stream <12>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	4373,77	136398,89	5,38	733227,70
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	33,42	26370,00
TOTAL				759597,70

**Tabel B.12** Neraca Energi Overall Mix Point I

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<11>	643474,96	<12>	759597,70
<28>	116122,74		
Total Masuk	759597,70	Total Keluar	759597,70

### 3. Vaporizer (V-130)



**Gambar B.3** Vaporizer (V-130)

Fungsi : Menaikkan temperatur sulfur fasa liquid menjadi vapor

$$T_{in} = <10> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = <11> \quad 444,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 717,82 \text{ K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.13** Neraca Energi Masuk Vaporizer

stream <10>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	4373,77	136398,89	5,38	733227,70
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	33,42	26370,00
TOTAL				759597,70

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.14** Neraca Energi Keluar Vaporizer

stream <11>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	34,52	3991844,53
SS	665,39	20750,49	34,52	716246,32
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	49,64	39164,38
TOTAL				4747255,23

$$\begin{aligned} Q_{akumulasi} &= \sum H_{keluar} - \sum H_{masuk} \\ &= 4747255,23 - 759597,70 \\ &= 3987657,53 \text{ kJ} \end{aligned}$$

**Tabel B.15** Neraca Energi Overall Vaporizer (V-120)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<10>	759597,70	<11>	4747255,23
<49>	3987657,53		
Total Masuk	4747255,23	Total Keluar	4747255,23

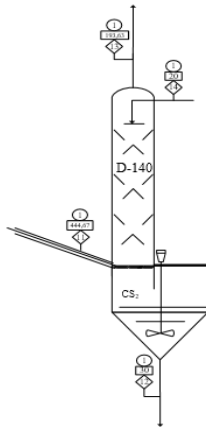
#### Perhitungan Kebutuhan Natural Gas

$$C_p \text{ rata}^n \text{ natural gas} = 0,56 \text{ kcal/kg k} = 2,34 \text{ kJ/kg K}$$

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = 5782,90 \text{ kg/jam}$$

#### 4. Quenching Tower (D-140)



**Gambar B.4** Quenching Tower (D-140)

Fungsi : Pendinginan *sulfur vapor* secara mendadak sehingga *insoluble sulfur* tersolidifik.

T in	=	<11>	444,67 °C =	717,82 K
	=	<14>	20,00 °C =	293,15 K
T out	=	<12>	30,00 °C =	303,15 K
	=	<13>	196,93 °C =	470,08 K (dihitung)

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.16** Neraca Energi Masuk Quenching Tower

stream <11>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	34,52	3991844,53
SS	665,39	20750,49	34,52	716246,32
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	49,64	39164,38
TOTAL				4747255,23

stream <14>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	11634,49	152803,86	-0,38	-58327,23
TOTAL				-58327,23

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.17** Neraca Energi Keluar *stream <12>*

stream <12>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,11	13160,52
SS	665,39	20750,49	0,11	2361,36
CS <sub>2</sub>	1779,11	23366,23	0,38	8941,33
TOTAL				24463,21

$$H <16> = H <15> + H <14> - H <17>$$

$$= 4664464,80 \quad \text{kJ}$$

Trial :

$$T_{\text{guess}} = 470,08 \quad \text{K}$$

**Tabel B.18** Neraca Energi Keluar *stream <13>*

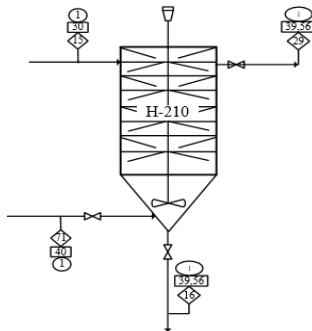
stream <13>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	9915,46	130226,67	35,82	4664464,80
TOTAL				4664464,80

Dengan cara trial diperoleh T stream <13> = 470,08 K

**Tabel B.19** Neraca Energi Overall *Quenching Tower (D-140)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<14>	4747255,23	<5>	24463,21
<15>	-58327,23	<14>	4664464,80
Total Masuk	4688928,00	Total Keluar	4688928,01

5. Washer (H-210)



**Gambar B.5** Washer (H-210)

Fungsi : Melarutkan sisa *soluble sulfur* yang tersuspensi dan memisahkan *insoluble sulfur* dan *soluble sulfur* menggunakan prinsip ekstraksi *solid - liquid*

T in	=	<15>	30,00	°C	=	303,15	K
	=	<71>	40,00	°C	=	313,15	K
	=	<50>	40,00	°C	=	313,15	K
T out	=	<16>	39,56	°C	=	312,71	K (dihitung)
	=	<29>	39,56	°C	=	312,71	K (dihitung)

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.20** Neraca Energi Masuk Washer

stream <15>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,11	13160,52
SS	665,39	20750,49	0,11	2361,36
CS <sub>2</sub>	1779,11	23366,23	0,38	8941,33
TOTAL				24463,21

stream <27>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	108371,56	1423319,70	1,15	1638478,67
TOTAL				1638478,67

$$\begin{aligned}
 H_{<16>} + H_{<29>} &= H_{<18>} + H_{<19>} + H_{<62>} \\
 &= 1662941,87 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

Trial T :

$$T_{\text{guess}} = 312,71 \text{ K} = 39,56 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Tabel B.21** Neraca Energi Keluar Washer (H-210)

stream <16>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,33	38515,11
SS	412,04	12849,82	0,33	4279,46
CS <sub>2</sub>	68253,49	896420,92	1,12	1001653,04
TOTAL				1044447,61

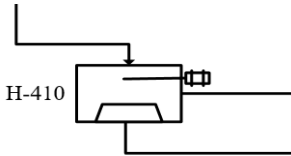
stream <29>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	253,34	7900,67	0,33	2631,21
CS <sub>2</sub>	41965,43	551161,43	1,12	615863,05
TOTAL				618494,26

Dengan cara trial di dapat T stream <16> dan stream <29> = 312,71 K

**Tabel B.22** Neraca Energi Overall Washer (H-210)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<18>	24463,21	<21>	618494,26
<19>	1638478,67	<20>	1044447,61
Total Masuk	1662941,87	Total Keluar	1662941,87

## 6. Centrifuge (H-410)



**Gambar B.6** Centrifuge (H-410)

Fungsi : Memisahkan sulfur dari CS<sub>2</sub> sehingga terbentuk cake

$$T_{in} = <29> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K}$$

$$T_{out} = <30> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K}$$

$$= <31> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K}$$

### 1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.23** Neraca Energi Masuk Centrifuge (H-410)

stream <29>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,33	38515,11
SS	412,04	12849,82	0,33	4279,46
CS <sub>2</sub>	68253,49	896420,92	1,12	1001653,04
TOTAL				1044447,61

### 2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.24** Neraca Energi Keluar Centrifuge (H-410)

stream <30>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	282,04	8795,61	0,33	2929,26
CS <sub>2</sub>	67570,95	887456,71	1,12	991636,51
TOTAL				994565,77

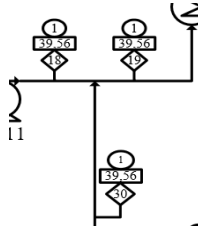
stream <31>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,33	38515,11
SS	130,00	4054,21	0,33	1350,20
CS <sub>2</sub>	682,53	8964,21	1,12	10016,53
TOTAL				49881,85



**Tabel B.25** Neraca Energi Overall Centrifuge (H-410)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<29>	1044447,61	<30>	49881,85
		<31>	994565,77
Total Masuk	1044447,61	Total Keluar	1044447,61

**7. Mix Point II**



**Gambar B.7** Mix Point II

Fungsi : Mix point antara keluaran centrifuge dan CS<sub>2</sub> + soluble sulfur storage

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= <18> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K} \\
 &= <30> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K} \\
 T_{out} &= <19> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K}
 \end{aligned}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.26** Neraca Energi Masuk Mix Point II

stream <30>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	282,04	8795,61	0,33	2929,26
CS <sub>2</sub>	67570,95	887456,71	1,12	991636,51
TOTAL				994565,77

stream <18>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	253,34	7900,67	0,33	2631,21
CS <sub>2</sub>	41965,43	551161,43	1,12	615863,05
TOTAL				618494,26

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

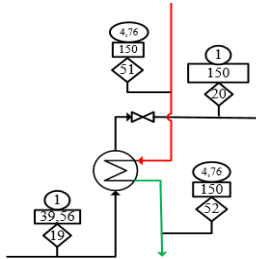
**Tabel B.27** Neraca Energi Keluar Mix Point II

stream <19>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	535,38	16696,28	0,33	5560,47
CS <sub>2</sub>	109536,39	1438618,15	1,12	1607499,56
TOTAL				1613060,02

**Tabel B.28** Neraca Energi *Overall Mix Point II*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<23>	994565,77	<38>	1613060,02
<41>	618494,26		
Total Masuk	1613060,02	Total Keluar	1613060,02

**8. Heat Exchanger (E-312)**



**Gambar B.8** Heat Exchanger (E-312)

Fungsi : Pemanasan awal sebelum masuk flash distilasi

$$T_{in} = <19> \quad 39,56 \text{ } ^\circ\text{C} = 312,71 \text{ K}$$

$$T_{out} = <20> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.29** Neraca Energi Masuk Heat Exchanger (E-312)

stream <19>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	535,38	16696,28	0,33	5560,47
CS <sub>2</sub>	109536,39	1438618,15	1,12	1607499,56
TOTAL				1613060,02

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.30** Neraca Energi Keluar Heat Exchanger (E-312)

stream <20>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	535,38	16696,28	5,38	89752,74
CS <sub>2</sub>	109536,39	1438618,15	33,42	48079407,07
TOTAL				48169159,81

$$Q_{akumulasi} = \sum H_{keluar} - \sum H_{masuk}$$

$$= 48169159,81 - 1613060,02$$

$$= 46556099,79 \text{ kJ}$$

3. Menghitung kebutuhan steam

**Tabel B.31** Tabel Steam

T(°C)	P (kPa)	H <sup>l</sup> (kJ/kg)	H <sup>v</sup> (kJ/kg)	λ (kJ/kg)
155,00	543,10	653,84	2746,50	2092,66

(Geankoplis, Appendix A. 2-9 hal 963, 4<sup>th</sup> edition)

$$Q_{\text{akumulasi}} = m_{\text{steam}} \times \lambda$$

$$m_{\text{steam}} = \frac{Q_{\text{akumulasi}}}{\lambda} = 22247,33 \text{ kg}$$

Enthalpy untuk aliran steam dan steam condensate

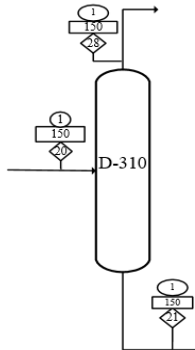
$$H_{<51>} = m \times H^v = 61102294,72 \text{ kJ}$$

$$H_{<52>} = m \times H^l = 14546194,93 \text{ kJ}$$

**Tabel B.32** Neraca Energi Overall Heat Exchanger (E-312)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<19>	1613060,02	<20>	48169159,81
<51>	61102294,72	<52>	14546194,93
Total Masuk	62715354,74	Total Keluar	62715354,74

9. Flash Drum I (D-310)



**Gambar B.9** Flash Drum I (D-310)

Fungsi : Memisahkan soluble sulfur dengan CS<sub>2</sub> berdasarkan titik didihnya

$$T_{\text{in}} = <20> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} \quad <28> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

$$= <21> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.33** Neraca Energi Masuk Flash Drum I (D-310)

stream <20>				
Komponen	massa (kg)	mol	H̄ (kJ/mol)	H (kJ)

SS	535,38	16696,28	5,38	89752,74
CS <sub>2</sub>	109536,39	1438618,15	33,42	48079407,07
TOTAL				48169159,81

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.34** Neraca Energi Keluar *Flash Drum I (D-310)*

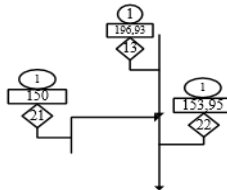
stream <28>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
SS	535,38	16696,28	5,38	89752,74
CS <sub>2</sub>	60,08	789,04	33,42	26370,00
TOTAL				116122,74

stream <21>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	109476,31	1437829,11	33,42	48053037,07
TOTAL				48053037,07

**Tabel B.35** Neraca Energi Overall *Flash Drum I (D-310)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<20>	48169159,81	<28>	116122,74
		<21>	48053037,07
Total Masuk	48169159,81	Total Keluar	48169159,81

### 10. Mix Point III



**Gambar B.10** Mix Point III

Fungsi : *Mix point* antara CS<sub>2</sub> dari *Quenching Tower* dan CS<sub>2</sub> dari *Flah Drum*

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= <13> \quad 196,93 \text{ } ^\circ\text{C} = 470,08 \text{ K} \\
 & \quad <21> \quad 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= <22> \quad 153,95 \text{ } ^\circ\text{C} = 427,10 \text{ K (dihitung)}
 \end{aligned}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.36** Neraca Energi Masuk *Mix Point III*

stream <13>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)

CS <sub>2</sub>	9915,46	130226,67	35,82	4664464,80
TOTAL				4664464,80

stream <21>				
Komponen	massa (kg)	mol	H̄ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	109476,31	1437829,11	33,42	48053037,07
TOTAL				48053037,07

$$\begin{aligned}
 H_{<15>} &= H_{<16>} + H_{<29>} \\
 &= 52717501,87 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

Trial T :

$$T_{\text{guess}} = 427,10 \text{ K} = 153,95 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Tabel B.37** Neraca Energi Keluar *Mix Point III*

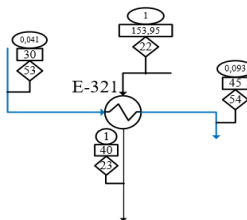
stream <22>				
Komponen	massa (kg)	mol	H̄ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	119391,77	1568055,78	33,62	52717501,87
TOTAL				52717501,87

Dengan cara trial di dapat T stream <22> = 427,10 K

**Tabel B.38** Neraca Energi Overall *Mix Point III*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<21>	4664464,80	<22>	52717501,87
<13>	48053037,07		
Total Masuk	52717501,87	Total Keluar	52717501,87

### 11. Condensor (E-321)



**Gambar B.11** Condensor (E-321)

Fungsi : Menurunkan temperatur CS<sub>2</sub> vapor sebelum direcycle kembali

$$T_{\text{in}} = <22> \quad 153,95 \text{ } ^\circ\text{C} = 427,10 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = <23> \quad 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.39** Neraca Energi Masuk Condensor (E-321)

stream <22>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	119391,77	1568055,78	33,62	52717501,87
TOTAL				52717501,87

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.40** Neraca Energi Keluar Condensor (E-321)

stream <23>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	119391,77	1568055,78	1,15	1805094,06
TOTAL				1805094,06

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= \sum H_{\text{masuk}} - \sum H_{\text{keluar}} \\
 &= 52717501,87 - 1805094,06 \\
 &= 50912407,81 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung kebutuhan Pendingin

**Tabel B.41** Tabel Steam

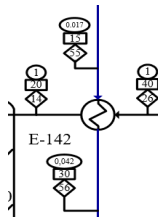
T(°C)	P (kPa)	H <sup>l</sup> (kJ/kg)	H <sup>v</sup> (kJ/kg)
30,00	4,25	125,79	2556,30
45,00	9,59	188,45	2583,20

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= m_{\text{BFW}} \times \int C_p dT \\
 m_{\text{BFW}} &= \frac{Q_{\text{akumulasi}}}{\int C_p dT} = 812518,48 \quad \text{kg} \\
 H_{<54>} &= m \times H^l = 153119107,11 \quad \text{kJ} \\
 H_{<53>} &= m \times H^l = 102206699,30 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.42** Neraca Energi Overall Condensor E-321

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<22>	52717501,87	<23>	1805094,06
<53>	102206699,30	<54>	153119107,11
Total Masuk	154924201,17	Total Keluar	154924201,17

## 12. Cooler (E-142)



**Gambar B.12** Cooler (E-142)

Fungsi : Menurunkan temperatur CS<sub>2</sub> sebelum dimasukkan ke *quenching tower*

T<sub>in</sub> = <26> 40,00 °C = 313,15 K  
 T<sub>out</sub> = <14> 20,00 °C = 293,15 K

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.43** Neraca Energi Masuk Cooler (E-142)

stream <26>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	11634,49	152803,86	1,15	175902,76
TOTAL				175902,76

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.44** Neraca Energi Keluar Cooler (E-142)

stream <14>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\hat{H}$ (kJ/mol)	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	11634,49	152803,86	-0,38	-58327,23
TOTAL				-58327,23

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= \sum H_{\text{masuk}} && - && \sum H_{\text{keluar}} \\
 &= 175902,76 && - && -58327,23 \\
 &= 234229,99 && && \text{kJ}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung kebutuhan Pendingin

**Tabel B.45** Tabel Propilen (*Refrigerant*)

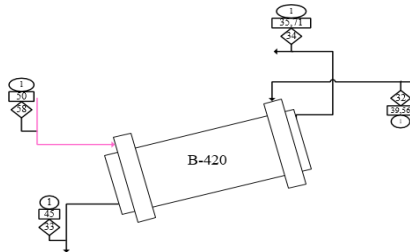
T(°C)	C <sub>p</sub> (J/g°K)	H (J/g)
15,00	2,36	-23,73
30,00	2,41	11,99

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= m_{\text{BFW}} \times \int C_p dT \\
 m_{\text{C}_3\text{H}_6} &= \frac{Q_{\text{akumulasi}}}{\int C_p dT} = 6557,39 \text{ kg} \\
 H_{<56>} &= m \times H^1 = 78603,44 \text{ kJ} \\
 H_{<55>} &= m \times H^1 = -155626,55 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.46** Neraca Energi Overall Cooler (E-142)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<26>	175902,76	<14>	-58327,23
<55>	-155626,55	<56>	78603,44
Total Masuk	20276,21	Total Keluar	20276,21

### 13. Rotary Dryer (B-420)



**Gambar B.13** Rotary Dryer (B-420)

Fungsi : Menguapkan CS<sub>2</sub> sisa

T in	= <40>	39,56 °C = 312,71 K
T out	= <42>	45,00 °C = 318,15 K
	= <43>	35,71 °C = 308,86 K

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.46** Neraca Energi Masuk Rotary Dryer

stream <40>				
Komponen	massa (kg)	mol	Ḣ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,33	38515,11
SS	130,00	4054,21	0,33	1350,20
CS <sub>2</sub>	682,53	8964,21	1,12	10016,53
TOTAL				49881,85

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.47** Neraca Energi Keluar Rotary Dryer

stream <42>				
Komponen	massa (kg)	mol	Ḣ (kJ/mol)	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,46	53043,35
SS	130,00	4054,21	0,46	1859,51
TOTAL				54902,86

$$\begin{aligned}
 Q \text{ akumulasi} &= \sum H \text{ keluar} && - && \sum H \text{ masuk} \\
 &= 54902,86 && - && 49881,85 \\
 &= 5021,01 && \text{kJ} &&
 \end{aligned}$$

3. Menentukan massa Dry Air

$$\frac{H - H_g}{T_{G \text{ in}} - T_w} = \frac{1,005 + C_{CS_2} \times H}{\lambda_{CS_2}} \quad (\text{Ditetapkan } T_{G \text{ in}} = 50 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$H = \frac{P^{sat}_{CS_2}}{\lambda_{CS_2}} \times \frac{BM_{CS_2}}{\lambda_{CS_2}} \quad \text{dengan } P^{sat} \text{ dihitung melalui persamaan Antoine berikut:}$$



$$\mu_s = \frac{P - P^{sat}_{CS_2}}{P} \wedge \frac{BM_{udara}}{C + T_w} \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\log P^{sat}_{CS_2} = A - \frac{B}{C + T_w} \text{ } ^\circ\text{C}$$

(Psat dalam mmHg)

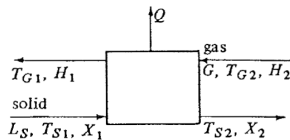
konstanta Antoine CS<sub>2</sub>

A	B	C
6,94	1168,62	241,54

- TG in merupakan suhu udara kering masuk. Udara kering tidak mengandung CS<sub>2</sub> dan a sehingga H=0. Diketahui juga λ CS<sub>2</sub> vaporization = 26800 kJ/kmol
- Melalui Trial, diperoleh Tw = 33,47 °C
- NTU berada di rentang 1,5 - 2,5 maka dipilih NTU 2

$$NTU = \frac{T_{G \text{ in}} - T_{G \text{ out}}}{\Delta T_{LMTD}} \text{ di mana } \Delta T_{LMTD} = \frac{(T_{G \text{ in}} - T_w) - (T_{G \text{ out}} - T_w)}{\ln \left( \frac{T_{G \text{ in}} - T_w}{T_{G \text{ out}} - T_w} \right)}$$

sehingga diperoleh TG out = 35,71 °C



### Pers. 9.10-26 Geankoplis

$$GH'_{G2} + L_s H'_{s1} = GH'_{G1} + L_s H'_{s2}$$

$$G(H'_{G2} - H'_{G1}) = L_s(H'_{s2} - H'_{s1})$$

dengar :

G = massa udara kering (kg) -----> dihitung

Ls = massa solid (total sulfur, kg) -----> 3857,67 kg

$$H'_{s2} - H'_{s1} = Q \text{ Akumulasi} \text{ -----> } 4235,80 \text{ kJ}$$

$$H'_{G2} = (1,005 + 3470,16H_2)(50 - 25) + H_2\lambda_o$$

karena H<sub>2</sub> merupakan humidity udara kering masuk, maka nilainya nol sehingga,

$$H'_{G2} = 25,13$$

$$H'_{G1} = c_p(T_{G \text{ out}} - T_o) + H_1\lambda_o$$

$$H'_{G1} = (1,005 + 3470,16H_1)(35,71 - 25) + H_1\lambda_o$$

$$GH_2 + L_s X_1 = GH_1 + L_s X_2$$

Karena H<sub>2</sub> dan X<sub>2</sub> nilainya nol, maka

$$L_s X_1 = GH_1$$

penyelesaian secara simultan dari pers 9.10-26 menghasilkan:

G = 2193,67 kg udara kering

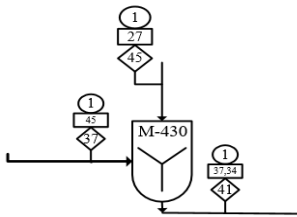
sehingga, GH'\_{G2} = stream <63> = 5,51E+07 kJ

GH'\_{G1} = stream <43> = 3,58E+07 kJ

**Tabel B.47** Neraca Energi Overall *Rotary Dryer*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<40>	191465669,81	<42>	210738252,17
<63>	55115901,74	<43>	35843319,39
Total Masuk	246581571,55	Total Keluar	246581571,55

**14. Oil mixer (M-440)**



**Gambar B.14** Oil Mixer (M-440)

Fungsi : Pencampuran antara *insoluble sulfur* dengan *stabilizer*

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= <37> \quad 45,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K} \\
 &= <45> \quad 27,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 300,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= <41> \quad 37,34 \text{ } ^\circ\text{C} = 310,49 \text{ K (dihitung)}
 \end{aligned}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.48** Neraca Energi Masuk *Oil Mixer*

stream <37>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,46	53043,35
SS	130,00	4054,21	0,46	1859,51
TOTAL				54902,86

stream <45>			
Komponen	massa (kg)	$\dot{H}$ (kJ/kg)	H (kJ)
HO	959,5960	4,26	4087,88
Iodine	0,00560	0,85900	0,00481
TOTAL			4087,88

$$\begin{aligned}
 H_{<54>} &= H_{<52>} + H_{<53>} \\
 &= 58990,74 \quad \text{kJ}
 \end{aligned}$$

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

Trial T :

$$T_{\text{guess}} = 310,49 \text{ K} = 37,34 \text{ } ^\circ\text{C}$$

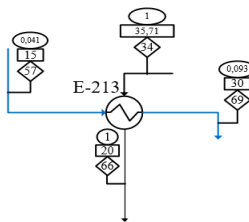
**Tabel B.49** Neraca Energi Keluar *Oil Mixer*

stream <41>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
IS	3708,38	115648,39	0,28	32615,11
SS	130,00	4054,21	0,28	1143,37
HO	959,60	-	26,29	25232,23
Iodine	0,0056	-	5,30	0,03
TOTAL				58990,74

**Tabel B.50** Neraca Energi Overall *Oil Mixer*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<37>	54902,86	<41>	58990,74
<45>	4087,88		
Total Masuk	58990,74	Total Keluar	58990,74

**15. Condensor (E-213)**



**Gambar B.15** Condensor (E-213)

Fungsi : Menurunkan temperatur  $CS_2$  sebelum dipisahkan di *Flash Drum I*

$$T_{in} = <34> \quad 35,71 \text{ } ^\circ C = 308,86 \text{ K}$$

$$T_{out} = <66> \quad 20,00 \text{ } ^\circ C = 293,15 \text{ K}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.51** Neraca Energi Masuk *Condensor (E-213)*

stream <34>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
$CS_2$	682,53	8964,21	0,82	7357,61
TOTAL				7357,61

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.52** Neraca Energi Keluar *Condensor (E-213)*

stream <66>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
$CS_2$	682,53	8964,21	0,43	3815,28

TOTAL	3815,28
-------	---------

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= \sum H_{\text{masuk}} - \sum H_{\text{keluar}} \\
 &= 7357,61 - 3815,28 \\
 &= 3542,33 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

3. Menghitung kebutuhan Pendingin

**Tabel B.53** Tabel Steam

T(°C)	Cp (J/g°K)	H (J/g)
15,00	2,36	-23,73
30,00	2,41	11,99

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{akumulasi}} &= m_{\text{BFW}} \times \int C_p dT \\
 m_{\text{BFW}} &= \frac{Q_{\text{akumulasi}}}{\int C_p dT} = 99,17 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

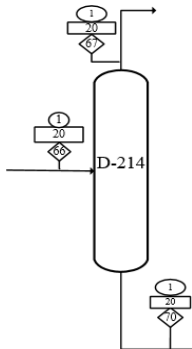
Enthalpy untuk aliran cooling water

$$\begin{aligned}
 H_{<57>} &= m \times H^1 = -2353,59 \text{ kJ} \\
 H_{<69>} &= m \times H^1 = 1188,74 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

**Tabel B.54** Neraca Energi Overall Condensor (E-213)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<34>	7357,61	<66>	3815,28
<57>	-2353,59	<69>	1188,74
Total Masuk	5004,02	Total Keluar	5004,02

16. Flash Drum II (D-214)



**Gambar B.16** Flash Drum (D-214)

Fungsi : Memisahkan CS<sub>2</sub> dari udara berdasarkan titik dididhya

$$\begin{aligned} T_{in} &= <66> 20,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 293,15 \text{ K} \\ T_{out} &= <67> 20,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 293,15 \text{ K} \\ &= <70> 20,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 293,15 \text{ K} \end{aligned}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.55** Neraca Energi Masuk *Flash Drum II (D-214)*

stream <66>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	682,53	8964,21	0,43	3815,28
TOTAL				3815,28

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

**Tabel B.56** Neraca Energi Keluar *Flash Drum II (D-214)*

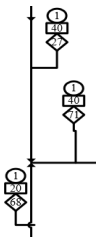
stream <67>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	614,28	8067,79	0,43	3433,75
TOTAL				3433,75

stream <70>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	68,25	896,42	0,43	381,53
TOTAL				381,53

**Tabel B.57** Neraca Energi Overall *Flash Drum II (D-214)*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<66>	3815,28	<67>	3433,75
		<70>	381,53
Total Masuk	3815,28	Total Keluar	3815,28

### 17. Mix Point IV



**Gambar B.17** Mix Point IV

Fungsi : *Mix point* antara CS<sub>2</sub> dari *Flash Drum II* dan CS<sub>2</sub> *Storage*

$$T_{in} = <37> 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = \begin{matrix} <46> & 20,00 & ^\circ\text{C} & = & 293,15 & \text{K} \\ <19> & 39,94 & ^\circ\text{C} & = & 313,09 & \text{K (dihitung)} \end{matrix}$$

1. Menghitung enthalpy bahan masuk

**Tabel B.58** Neraca Energi Masuk *Mix Point IV*

stream <37>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	97841,82	1319334,17	1,15	1518773,96
TOTAL				1518773,96

stream <46>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	614,28	8283,19	0,43	3525,43
TOTAL				3525,43

$$\begin{aligned} H_{<15>} &= H_{<37>} + H_{<46>} \\ &= 1522299,39 \quad \text{kJ} \end{aligned}$$

2. Menghitung enthalpy bahan keluar

Trial T :

$$T_{\text{guess}} = 313,09 \text{ K} = 39,94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Tabel B.59** Neraca Energi Keluar *Mix Point IV*

stream <19>				
Komponen	massa (kg)	mol	$\dot{H}$	H (kJ)
CS <sub>2</sub>	98456,10	1327617,36	1,15	1522299,39
TOTAL				1522299,39

Dengan cara trial di dapat T stream <31> = 313,09 K

**Tabel B.60** Neraca Energi Overall *Mix Point IV*

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
<37>	1518773,96	<19>	1522299,39
<46>	3525,43		
Total Masuk	1522299,39	Total Keluar	1522299,39

**APPENDIKS C**  
**PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT**

**1. OPEN YARD SULFUR (F-111)**

**Fungsi** : Sebagai tempat penyimpanan atau penampungan sulfur yang digunakan sebagai bahan baku proses

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 15,95 psi  
 Temperatur = 30 °C = 86 °F

**Yang akan dihitung** :

Volume, tinggi, diameter, dan jumlah *open yard* yang dibutuhkan untuk konstruksi.

**Perhitungan** :

Massa sulfur alam masuk = 3857,67 kg/jam = 92584,1 kg/hari  
 Densitas sulfur = 2046 kg/m<sup>3</sup> (Perry, 1997)  
 Periode penyimpanan = 30 hari (Ulrich, 1984)  
 Volume sulfur masuk = 45,25 m<sup>3</sup>/hari  
 Kapasitas penyimpanan = 1357,54 m<sup>3</sup>  
 Kapasitas maksimum = 200000 m<sup>3</sup> (Ulrich, 1984)  

$$V = \frac{\pi D^2 L}{12}$$
 dengan  $L = 0,4D$  sehingga  $V = \frac{0,4 \times \pi D^3}{12}$  (Ulrich, 1984)  
 $V = 1357,54 \text{ m}^3$   
 $D^3 = 12970,1 \text{ m}^3$   
 $D = 23,50 \text{ m}$   
 $D_{\text{maks}} = 120 \text{ m}$  (Ulrich, 1984)  
 $L = 9,40 \text{ m}$   
 $L_{\text{maks}} = 50 \text{ m}$  (Ulrich, 1984)

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi = Sebagai tempat penyimpanan atau penampungan sulfur yang digunakan sebagai bahan baku proses  
 Tipe = *Pile Open Yard*, dengan tutup berbentuk kerucut  
 Volume = 1357,539 m<sup>3</sup>  
 Tinggi = 9,40 m  
 Diameter = 23,50 m  
 Luas = 144,45 m<sup>2</sup>  
 Jumlah = 1 unit

## 2. BELT CONVEYOR I (J-112)

**Fungsi** : Mengangkut sulfur dari *Open Yard* menuju *Bucket Elevator I*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi  
Temperatur = 30 °C = 86 °F

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3857,672 kg/jam = 3,858 ton/jam

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi = Mengangkut sulfur dari *Open Yard* menuju *Bucket Elevator I*  
Tipe = *Trough Belt on 20° idler*  
Massa jenis = 127,73 lb/cuft  
= 2046 kg/m<sup>3</sup>

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

Kapasitas maksimum = 1,885 m<sup>3</sup> x 24 = 45,2513 m<sup>3</sup>

**Dari tabel didapatkan :**

Lebar *belt* = 14 in = 0,356 m  
Luas pengangkutan = 0,11 ft<sup>2</sup> = 0,01 m<sup>2</sup>  
Kecepatan *belt* = 100 ft/min = 0,5 m/s  
*Power motor* = 0,56 hp/100 ft = 0,42 kW/30,48 m  
Kemiringan = 20° (Perry, 1997)  
Panjang *belt* = 394 in = 10 m  
Bahan = *Stainless-steel*

## 3. BUCKET ELEVATOR I (J-113)

**Fungsi** : Mengangkut sulfur dari *Belt Conveyor I* menuju *Hammer Crusher*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 15,95 psi  
Temperatur = 30 °C = 86,00 °F

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3857,6722 kg/jam = 3,85767 ton/jam  
Densitas Sulfur = 2046 kg/m<sup>3</sup>  
Kapasitas maksimum = 1,885 m<sup>3</sup> x 24 = 45,251 m<sup>3</sup>  
faktor kelonggaran, fk = 12 % (Tabel 28-8, Perry 7th ed, 1999)  
Untuk bucket elevator kapasitas < 14 ton/jam

**Spesifikasi Alat** :



Fungsi	= Mengangkut sulfur dari <i>Belt Conveyor I</i> menuju <i>Hammer Crusher</i>
Type	= <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Ukuran <i>bucket</i>	= 6 x 4 x 4¼ in = 0.15 x 0.1 x 0.11 m
<i>Bucket spacing</i>	= 12 in = 0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	= 225 ft/min = 1,143 m/s
Tinggi <i>elevator</i>	= 25 ft = 7,62 m
Kecepatan Putaran	= 43 rpm = 43 rpm
Lebar <i>belt</i>	= 7 in = 0,1778 m
Bahan	= <i>Stainless-Steel</i>
Jumlah <i>Bucket</i>	= 19 buah

(Perry, 1997)

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P)

$$P = 0,07 m^{0,63} \Delta Z \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

Di mana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator

$$m = 3857,672 \text{ kg/jam} = 1,0715756 \text{ kg/s}$$

maka,

$$P = 0,557 \text{ kW}$$

#### 4. SCREENER I (H-116)

**Fungsi** : Mendapatkan ukuran seragam (50 mm) dari sulfur

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi

$$= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi}$$

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total

$$= 15,95 \text{ psi}$$

Temperatur = 30 °C = 86 °F

**Kapasitas** :

$$\text{Mass rate} = 1928,84 \text{ kg/jam} = 1,928836 \text{ ton/jam}$$

**Dimensi Screener** :

Untuk ukuran 44  $\mu$ , digunakan *screener* berukuran 325 mesh :

$$\text{Diameter kawat (d)} = 5,05 \text{ mm} = 0,20 \text{ in}$$

$$\text{Luas bukaan (a)} = 50,8 \text{ mm} = 2,00 \text{ in}$$

$$\text{Desain sieve} = 50,8 \text{ mm} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$\text{Penentuan luas area screen :} \quad A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs} \quad (\text{Perry, 1997})$$

Ct = Rate aliran

$$= 1928,84 \text{ kg/jam} = 1,9288361 \text{ ton/jam}$$

Cu = Unit kapasitas

$$= 0,02 \text{ ton/(jam.ft}^2\text{)} \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$Foa = \text{Faktor luas permukaan} = 100 \times \left(\frac{a}{a+d}\right)^2 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$= 82,73$$

Fs = Faktor *slotted area*

$$= 1$$

(Perry, 1997)

$$A = 0,466 \text{ ft}^2$$

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi	= Mendapatkan ukuran seragam (50 mm) dari sulfur
Tipe	= <i>High Speed Vibrating Screens</i>
Ukuran	= 50 mm
Diameter kawat	= 0,20 in = 0,01 m
Luas bukaan	= 2,00 in = 0,05 m
Desain <i>sieve</i>	= 50,8 mm
Luas area <i>screen</i>	= 0,466 ft <sup>2</sup> = 0,0433 m <sup>2</sup>

**5. BUCKET ELEVATOR II (J-115)**

**Fungsi :** Mengangkut Sulfur dari *Screener I* menuju *Belt Conveyor II*

**Kondisi Operasi :**

Tekanan total	= Tekanan operasi
	= 1 bar = 14,5 psi
Tekanan desain	= 1,1 x Tekanan total
	= 15,95 psi
Temperatur	= 30 °C = 86 °F

**Kapasitas :**

<i>Mass rate</i>	= 1928,84 kg/jam = 1,93 ton/jam
Densitas Insoluble Sulfur	= 2046 kg/m <sup>3</sup>
Kapasitas maksimum	= 0,9427351 m <sup>3</sup> x 24 = 22,6256 m <sup>3</sup>
faktor kelonggaran, fk	= 12 % (Tabel 28-8, Perry 7th ed, 1999)
Untuk bucket elevator kapasitas	< 14 ton/jam

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi	= Mengangkut sulfur dari <i>Screener</i> menuju <i>Belt Conveyor II</i>
Tipe	= <i>Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator</i>
Ukuran <i>bucket</i>	= 6 x 4 x 4¼ in = 0.15 x 0.1 x 0.11 m
<i>Bucket spacing</i>	= 12 in = 0,3 m
Kecepatan <i>bucket</i>	= 225 ft/min = 1,143 m/s
Tinggi <i>elevator</i>	= 25 ft = 7,62 m
Kecepatan Putaran	= 43 rpm = 43 rpm
Lebar <i>belt</i>	= 7 in = 0,1778 m
Bahan	= <i>Stainless-Steel</i>
Jumlah <i>Bucket</i>	= 19 buah

(Perry, 1997)

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P)

$$P = 0,07 \text{ m}^{0,63} \Delta Z$$

(Timmerhaus, 2004)

Di mana :  $P = \text{daya (kW)}$   
 $m = \text{laju alir massa (kg/s)}$   
 $\Delta Z = \text{tinggi elevator}$   
 $m = 1928,836 \text{ kg/jam} = 0,5357878 \text{ kg/s}$   
 maka,  
 $P = 0,360 \text{ kW}$

## 6. BELT CONVEYOR II (J-114)

**Fungsi** : Mengangkut Sulfur dari *Bucket Elevator II* menuju *Hammer Crusher* untuk di-recycle

### Kondisi Operasi :

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 15,95 psi  
 Temperatur = 30 °C = 86 °F

### Kapasitas :

*Mass rate* = 1928,84 kg/jam = 1,93 ton/jam

### Spesifikasi Alat :

Fungsi = Mengangkut Sulfur dari *Bucket Elevator II* menuju *Hammer Crusher* untuk di-recycle

Tipe = *Trough Belt on 20° idler*

Massa jenis = 2046 kg/m<sup>3</sup>  
 = 127,73178 lb/cuft

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

Kapasitas maksimum = 0,94 m<sup>3</sup> x 24 = 22,63 m<sup>3</sup>

Dari tabel didapatkan :

Lebar *belt* = 14 in = 0,356 m

Luas pengangkutan = 0,11 ft<sup>2</sup> = 0,01 m<sup>2</sup>

Kecepatan *belt* = 100 ft/min = 0,5 m/s

*Power motor* = 0,56 hp/100 ft = 0,42 kW/30,48 m

Kemiringan = 20° (Perry, 1997)

Panjang *belt* = 197 in = 5 m

Bahan = *Stainless-Steel*

## 7. HAMMER CRUSHER (C-110)

**Fungsi** : Memperkecil ukuran Sulfur (250 mm menjadi 50 mm)

### Kondisi Operasi :

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,5 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 15,95 psi  
 Temperatur = 30 °C = 86 °F

**Kapasitas :**

$$\text{Mass rate} = 3857,672 \text{ kg/jam} = 3,86 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Densitas sulfur} = 2046 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volumetrik rate} = 1,89 \text{ m}^3 \times 24 = 45,25 \text{ m}^3$$

dari tabel 8-14 (halaman 8-28) Perry, Robert H. 6th edition didapatkan data:  
untuk kapasitas < 300 ton/jam

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi	=	Memperkecil ukuran sulfur (250 mm menjadi 50 mm)
Tipe	=	<i>Reversible Hammer Mill model no. 815</i>
Ukuran mesin	=	36 x 48 in = 0,91 x 1,22 m
Kecepatan putaran	=	0-900 rpm = 500 - 900 rpm
Berat <i>Hammer</i>	=	300 lb = 136,077 kg
Konsumsi Energi	=	250 hp = 186,4 kW
Jumlah	=	unit <span style="float: right;">(Perry, 1997)</span>

**8. BELT CONVEYOR III (J-121)**

**Fungsi :** Mengangkut sulfur dari *Hammer Crusher* menuju  
*Bucket Elevator III*

**Kondisi Operasi :**

Tekanan total	=	Tekanan operasi
	=	1 bar = 14,5 psi
Tekanan desain	=	1,1 x Tekanan total
	=	15,95 psi
Temperatur	=	30 °C = 86 °F

**Kapasitas :**

$$\text{Mass rate} = 3857,672 \text{ kg/jam} = 3,8577 \text{ ton/jam}$$

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi	=	Mengangkut sulfur dari <i>Hammer Crusher</i> menuju <i>Bucket Elevator III</i>
Tipe	=	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Massa jenis	=	127,73178 lb/cuft
	=	2046 kg/m <sup>3</sup>

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

$$\text{Kapasitas maksimum} = 1,8855 \text{ m}^3 \times 24 = 45,3 \text{ m}^3$$

Dari tabel didapatkan :

Lebar <i>belt</i>	=	14 in = 0,356 m
Luas pengangkutan	=	0,11 ft <sup>2</sup> = 0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	=	100 ft/min = 0,5 m/s
Power motor	=	0,56 hp/100 ft = 0,42 kW/30,48 m
Kemiringan	=	20° <span style="float: right;">(Perry,1997)</span>
Panjang <i>belt</i>	=	393,7 in = 10 m
Bahan	=	<i>Stainless Steel</i>

### 9. BUCKET ELEVATOR III (J-122)

**Fungsi** : Mengangkut sulfur dari *Belt Conveyor III* menuju *Lock Hopper*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 15,95 psi  
Temperatur = 30 °C = 86 °F

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3857,6722 kg/jam = 3,85767 ton/jam  
Densitas Sulfur = 2046 kg/m<sup>3</sup>  
Kapasitas maksimum = 1,8854703 m<sup>3</sup> x 24 = 45,2513 m<sup>3</sup>  
faktor kelonggaran, fk = 12 % (Tabel 28-8, Perry 7th ed, 1999)  
Untuk bucket elevator kapasitas < 14 ton/jam

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi = Mengangkut sulfur dari *Belt Conveyor III* menuju *Lock Hopper*

Tipe = *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*

Ukuran *bucket* = 6 x 4 x 4¼ in = 0.15 x 0.1 x 0.11 m

*Bucket spacing* = 12 in = 0,3 m

Kecepatan *bucket* = 225 ft/min = 1,143 m/s

Tinggi *elevator* = 25 ft = 7,62 m

Kecepatan Putaran = 43 rpm = 43 rpm

Lebar *belt* = 7 in = 0,1778 m

Bahan = *Malleable-Iron*

Jumlah *Bucket* = 19 buah

(Perry, 1997)

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P)

$P = 0,07 m^{0,63} \Delta Z$  (Timmerhaus, 2004)

Di mana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator

m = 3857,672 kg/jam = 1,0715756 kg/s

maka,

P = 0,557 kW

### 10. LOCK HOPPER (F-123 A/B)

**Fungsi** : Untuk menimbang bahan baku yang dibutuhkan sebelum proses melting, dan mengatur *sulfur rate* yang masuk ke melter

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 30 bar = 435,11 psi

Tekanan desain	=	1,1	x Tekanan total	
	=	478,6	psi	
Temperatur	=	30	°C =	86 °F
<b>Kapasitas :</b>				
<i>Mass rate</i>	=	3857,6722	kg/jam	
Densitas sulfur	=	2046	kg/m <sup>3</sup>	
<i>Residence time</i>	=	3	jam	
Volume sulfur	=	5,66	m <sup>3</sup> =	199,75 ft <sup>3</sup>
<i>Safety factor</i>	=	20%		(ASME, 1956)
Volume tangki	=	239,71	ft <sup>3</sup>	
<b>Penentuan Dimensi :</b>				
Diameter atas (D)	=	3	ft =	36 in
Diameter bawah (M)	=	2	ft =	24 in
<i>Cone angle (α)</i>	=	90°	=	1,57 radian
Tinggi <i>conical</i> (h)	=	$\frac{\tan(\frac{\alpha}{2}) \times (D - M)}{2}$		(Hesse and Rushton)
	=	0,50	ft =	6 in
Volume <i>conical</i>	=	$0,262 \times h \times (D^2 + DM + M^2)$		
	=	2,23	ft <sup>3</sup>	
Volume <i>shell</i>	=	197,53	ft <sup>3</sup>	
Panjang <i>shell</i>	=	$\frac{4 \times V}{\pi \times D^2}$	=	27,96 ft = 335,50 in
<b>Penentuan Tebal Shell :</b>				
Bahan konstruksi	=	<i>Stainless steel SA-316 M</i>		(Brownell, 1979)
<i>Allowable stress</i>	=	18750	psi	(Brownell, 1979)
<i>Welded factor</i>	=	0,8		(ASME, 1956)
<i>Corrosion factor</i>	=	0,0625	in	
Tebal <i>shell</i>	=	$\frac{P \times M}{f \times E - 0,6 \times P} + c$	=	0,84 in = 7/8 in (standarisasi)
Diameter luar	=	37 6/8	in =	38 in (standarisasi)
<b>Penentuan Tebal dan Tinggi Tutup Atas dan Tutup Bawah :</b>				
<i>Radius of dish (Rc)</i>	=	36	in =	3 ft (Brownell, 1979)
<i>Inside-corner radius</i>	=	2,625	in =	0,21875 ft
Bentuk tutup atas	=	<i>Standard Dished Head</i>		
Tebal tutup atas	=	$\frac{0,885 \times P \times Rc}{2((f \times E - (0,6 \times P)))} + C$	=	0,57 in = 5/8 in (standarisasi)
Tinggi tutup atas	=	<b>0,169 Rc</b>	=	6,08 in
Tebal tutup bawah	=	$\frac{P \times Rc}{4(((f \times E) - (0,6 \times P)) \times \cos(\frac{\alpha}{2}))} + C$		
	=	0,48 in	=	1/2 in (standarisasi)
<b>Spesifikasi Alat :</b>				
Fungsi	=	Untuk menimbang bahan baku sebelum proses Mengatur <i>sulfur rate</i> yang masuk ke dalam <i>Melter</i>		

Volume tangki	=	239,71	ft <sup>3</sup>	=	6,7877	m <sup>3</sup>
Bahan material	=	<i>Stainless steel SA-316 M</i>				
Bentuk tutup atas	=	<i>Standard Dished Head</i>				
Bentuk tutup bawah	=	<i>Conical</i>				
<i>Conical angle</i>	=	90°				
Diameter atas	=	36	in	=	0,9144	m
Diameter bawah	=	24	in	=	0,6096	m
Panjang <i>shell</i>	=	335,50	in	=	8,5218	m
Tebal <i>shell</i>	=	7/8	in	=	0,0222	m
Tinggi tutup atas	=	6,08	in	=	0,15	m
Tebal tutup atas	=	5/8	in	=	0,0159	m
Tinggi tutup bawah	=	6	in	=	0,1524	m
Tebal tutup bawah	=	1/2	in	=	0,0127	m
Jumlah alat	=	2	unit			

## 11. SULFUR MELTER (Q-120)

**Fungsi** : Melelehkan sulfur padat menjadi sulfur cair dengan menggunakan tutup atas tipe standard dished head dan tutup bawah tipe standard dished head

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total	=	Tekanan operasi				
	=	1	bar	=	14,5	psi
Tekanan desain	=	1,1	x	Tekanan total		
	=	15,95	psi	=	1,1	bar
Temperatur	=	151,87	°C	=	305,4	°F
Laju alir bahan	=	3857,672	kg/jam	basis =	4	jam (Lipps Et. Al.,1967)
	=	8504,701	lb/jam			
	=	32808,35	lb			
Densitas Sulfur	=	2046	kg/m <sup>3</sup>			
	=	127,7273	lb/cuft			
Volume Liquid	=	256,8624	cuft			
Diperkirakan tangki berisi 70% dari volume total						
Volume Tangki	=	367	ft <sup>3</sup>	=	10,39	m <sup>3</sup>
Volume ruang kosong	=	110,08	ft <sup>3</sup>			
Asumsi tinggi silinder (H) setara dengan 1,5 kali diameter dalam (Di)						

(Kusnarjo, 2010)

### Menghitung diameter dan tinggi tangki pemanas

Volume total tangki = volume silinder+volume tutup atas+volume tutup bawah

$$\text{Volume total tangki} = \left[ \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times H \right] + 2 \times (0,0847 \times D_i^3)$$

$$367 = 1,35 D_i^3$$

$$D_i = 6,48 \text{ ft}$$

$$D_i = 77,8 \text{ in} = 1,976 \text{ m}$$

Apabila diasumsikan bahwa liquid hanya mengisi bagian tutup bawah dan silinder saja, maka:

$$\text{Volume Liquid} = \left[ \frac{\pi}{4} \times D_i^2 \times H_{liq} \right] + [0,0847 \times D_i^3]$$

$$H \text{ liquid} = 7,08 \text{ ft} = 85 \text{ in} = 2,159 \text{ m}$$

**Menghitung P desain**

$$P \text{ desain} = \frac{\rho \times \frac{g}{gc} \times H_{liq}}{1,44} + P_{atm}$$

$$P \text{ desain} = 20,97 \text{ psia}$$

**Menentukan tebal silinder**

$$ts = \frac{P \text{ desain} \times Di}{2fE - 1,2 \times P \text{ Desain}} + C$$

$$P \text{ desain} = 20,97 \text{ psia}$$

$$Di = 77,79 \text{ in}$$

$$f = 18750,00 \text{ psia}$$

$$E = 0,80$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$ts = 0,1794 \text{ in}$$

$$ts = 3/16 \text{ in}$$

(Appendik D Brownell & Young)  
(tabel 13.2, B & Y, untuk double welded butt joint)

(standarisasi berdasarkan B & Y tabel 5.7)

**Menghitung Do**

$$Do = (2 \times ts) + Di$$

$$Do = 78,15123 \text{ in} \sim Do \text{ standart} = 84 \text{ in}$$

$$Di \text{ baru} = 83,63 \text{ in} = 2,124 \text{ m}$$

$$H \text{ silinder} = 1,5 \times Di = 125,44 \text{ in} = 3,19 \text{ m}$$

**Menghitung tinggi dan tebal tutup atas dan tutup bawah**

$$tebal = \frac{0,885 \times P \times Do}{fE - 0,1 \times P} + C$$

$$tha = thb = 0,23 \text{ in} \sim 1/4 \text{ in}$$

$$sf = 2,5 \text{ in}$$

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

$$rc = 84 \text{ in}$$

(standarisasi berdasarkan B & Y tabel 5.6)

$$BC = rc - icr$$

$$= 83,25 \text{ in}$$

$$AB = (0,5 \times Di) - icr$$

$$= 41,06 \text{ in}$$

$$b = rc - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 11,58 \text{ in}$$

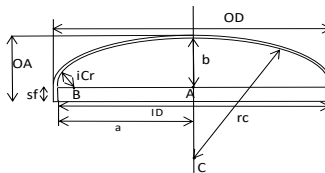
$$\text{tinggi tutup atas} = b + sf + tha = 14,33 \text{ in} = 0,36 \text{ m}$$

$$\text{tinggi tutup bawah} = b + sf + tha = 14,33 \text{ in} = 0,36 \text{ m}$$

$$\text{tinggi bejana silinder} = 125,44 \text{ in} = 3,1861 \text{ m}$$

$$\text{tinggi bejana total} = 154,10 \text{ in} = 3,9142 \text{ m}$$

$$= 12,842 \text{ ft}$$





(Appendix F)

Manhole = 20 in  
Cover plate thickness = 0,5 in  
Bolthing flange thickness = 3/8 in

#### **Perhitungan Diameter Nozzle Masuk**

Laju alir masuk solution = 8504,7013 lb/jam

Laju volumetrik = 66,584828 ft<sup>3</sup>/jam = 0,0185 ft<sup>3</sup>/s

Dicoba menggunakan aliran dengan Nre > 2100

$$d_{i\text{optimum}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{pers. 2-42, Desain bejana bertekanan, hal. 32})$$

di opt = 1,216366 in

Dipilih pipa NPS 1¼ in sch 40 (Tabel 12.2, B & Y, hal 221 )

dimana : OD = 1,660 in = 0,138 ft

ID = 1,380 in = 0,115 ft

Flow area = 0,010 ft<sup>2</sup>

dengan  $\mu = 0,006$  lb/ft.s

$$N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$$

Dimana : v = 1,7815887 ft/s

sehingga Nre = 4327,0974 **Trial Tepat**

#### **Perhitungan Diameter Nozzle Keluar**

Laju alir keluar sulfur liqui = 8462,1778 lb/jam

Laju volumetrik = 66,251904 cuft/jam = 1,1042 ft<sup>3</sup>/min

Dengan densitas sulfur 127,727 lb/cuft, menggunakan cara grafis pada

Timmerhaus pada 14-2 hal 498 :

di opt = 1,4 inch (turbulent flow)

Dicek menggunakan  $N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$

flow area = 0,010685 ft<sup>2</sup>

v = 1,722394 ft/s

sehingga Nre = 4243,955 (Nre > 2100, maka aliran turbulen)

Laju alir keluar impuritis = 42,523506 lb/jam

(melalui pipa bawah) = 0,3329241 cuft/jam = 0,00555 cuft/min

Dengan densitas sulfur 127,727 lb/cuft, menggunakan cara grafis pada

Timmerhaus pada 14-2 hal 498 :

di opt = 0,1 inch (turbulen flow)

Dicek menggunakan  $N_{Re} = \frac{\rho \times Di \times V}{\mu}$

flow area = 0,00005 ft<sup>2</sup>

v = 1,696429 ft/s

sehingga Nre = 9017,524 (Nre > 2100, maka aliran turbulen)

#### **Perhitungan pengaduk**

direncanakan jenis impeller berdaun 6 tanpa sekat

rate = 3857,672 kg/jam

densitas = 127,7273 lb/ft<sup>3</sup>

viscositas = 9 cp = 0,006 lb/ft.s  
 perhitungan impeller  
 $d/Dt = 0.3-0.5$  (dipilih 0,4)  
 $Dt = 83,625 \text{ in} = 6,9688 \text{ ft}$   
 $= 2,12 \text{ m}$  (Walas, 1990)  
 $d$  (Diameter Impeller) = 0,8496 m = 2,7875 ft  
 tinggi tangki = 125,44 in = 3,1861 m  
 tinggi impeller = 0,531 m  
 kecepatan pengaduk,  $v = 1 \text{ ft/s}$  (Walas, table 10.2)  
 viscosity = 9 cP  
 $= 0,006 \text{ lb/ft.s}$   
 $Nre = \frac{Di \times v \times \rho}{\mu} = 147179,1446$   
 $N_{Re} = \frac{d^2 N \rho}{\mu} = 147179,1446$   
 $N = 0,143498 \text{ rps} = 8,609865 \text{ rpm}$   
 dari figure 10.6 (walas, 1990) diperoleh  $Np = 6$   
 $P = \frac{Np \times N^3 \times d^5 \times \rho}{g_c}$   
 $= 11,84513 \text{ lb ft/s}$  (Walas, p. 287)  
 $= 0,021537 \text{ hp}$   
 efisiensi motor pengaduk = 80%  
 daya motor yg dibutuhkan = 0,027 hp

#### Perhitungan jaket pada melter

Suhu masuk melter ( $t_1$ ) = 30,00 °C = 86 °F  
 Suhu keluar melter ( $t_2$ ) = 150,00 °C = 302 °F  
 Suhu steam masuk ( $T_1$ ) = 160,00 °C = 320 °F  
 Suhu steam keluar ( $T_2$ ) = 160,00 °C = 320 °F  
 $Cp \text{ Sulfur} = 0,0046875 \text{ kJ/kg.K}$   
 $= 0,0011196 \text{ Btu/lb.F}$   
 Kebutuhan steam = 263,47 kg = 249,72 lb  
 $dT = \frac{(T_1-t_2)-(T_2-t_1)}{\ln(T_1-t_2)/(T_2-t_1)} = 84,212 \text{ °F}$   
 ditetapkan spasi antara tangki dan jaket,  $sp = 0,5 \text{ in}$   
 $OD \text{ tangki} = ID \text{ tangki} + 2 \text{ ts}$   
 $= 83,63 + (2 \times 0,188)$   
 $= 84 \text{ in} = 2,13 \text{ m} = 7 \text{ ft}$   
 $ID \text{ jacket} = OD \text{ tangki} + 2 \text{ sp}$   
 $= 84 + (2 \times 0,5)$   
 $= 85 \text{ in} = 2,16 \text{ m} = 7,083 \text{ ft}$   
 $\text{Luas yang dilalui steam} = \frac{3,14}{4} (D_2^2 - D_1^2)$   
 $= 0,92 \text{ ft}^2$

$$\begin{aligned} \text{Diameter ekivalen, De} &= \frac{(\text{ID jaket})^2 - (\text{OD tangki})^2}{\text{OD tangki}} \\ &= 0,17 \text{ ft} \end{aligned}$$

dari Kern didapatkan :

$$\begin{aligned} \mu &= 2,90\text{E-}04 \text{ lb/ft.h} \\ k &= 0,363 \text{ btu/h.ft.F} \\ C_p &= 1 \text{ btu/lb.F} \\ \rho &= 61,3 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G_a &= \frac{249,72 \text{ lb/ft}^2}{0,921262} & N_{re} &= \frac{G \times D}{\mu} \\ &= 271,06 \text{ lb/ft}^2 & &= 1,57\text{E}+05 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} j_H &= 300 \\ h_o &= 6904 \text{ btu/F.hr} \\ h_{io} &= 70 \text{ btu/F.hr} \\ U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= 69,3 \\ R_d &= 0,001 \\ h_d &= \frac{1}{0,001} = 1000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{U_c \times h_d}{U_c + h_d} \\ &= 64,81 \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times dT} = 115,99 \text{ ft}^2 = 11 \text{ m}^2$$

### Spesifikasi

Nama	: <i>Vessel Melter Tank</i>
Fungsi	: Melelehkan sulfur padat menjadi sulfur cair
Tekanan Operasi	: 1 bar
Kapasitas	: 10 m <sup>3</sup>
Diameter luar	: 2,1336 m
Tinggi tangki	: 3,9142 m
Tebal silinder	: 0,00048 m
Tipe tutup atas	: <i>standard dished head</i>
Tebal tutup atas	: 0,0064 m
Tipe tutup bawah	: <i>standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	: 0,0064 m
Tinggi tutup atas	: 0,3640 m
Tinggi tutup bawah	: 0,3640 m
Bahan konstruksi	: <i>High alloy steel SA 240 grade M tipe 316</i>
Tipe pengelasan	: <i>Double Welded Butt Joint</i>
Jenis Impeller	: impeller 6 daun

Diameter Impeller : 0,8496 m  
Kecepatan Pengaduk : 1 m/s  
Power Pengaduk : 0,027 hp = 0,0201 kW  
Jumlah : 1 unit

## 12. SULFUR VAPORIZER (V-130)

**Fungsi** : Mengubah fasa sulfur liquid menjadi sulfur vapor

**Kondisi Operasi** :

$$\begin{aligned}T_{in} &= 150,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 302 \text{ } ^\circ\text{F} \\T_{out} &= 444,67 \text{ } ^\circ\text{C} = 832 \text{ } ^\circ\text{F} \\P &= 1 \text{ atm} \\Q &= 3141724,13 \text{ kJ} = 2977768,21 \text{ btu} \\U &= 425 \text{ W/m}^2\text{K} = 74,8 \text{ btu/h.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad (\text{Geankoplis, Hal. 301})\end{aligned}$$

### Menghitung Luas Perpindahan Panas

$$\begin{aligned}Q &= U \times A \times \Delta T \\2977768,21 &= 39699 \text{ A} \\A &= 75,0087 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Menghitung diameter

$$\begin{aligned}A &= \pi/4 \times D_o^2 \\75 &= \pi/4 \times D_o^2 \\D_o &= 9,78 \text{ ft} = 117,30 \text{ in} = 2,979 \text{ m}\end{aligned}$$

Menghitung tebal silinder

Digunakan SA 202 Grade A (*low-alloy steel*)

$$\begin{aligned}f_{yp} &= 75000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young tabel 13.1}) \\ \lambda &= 2 \quad (\text{safety factor})\end{aligned}$$

Dengan menggunakan Maximum principal stress teory maka tebal shell sbb :

$$K = \frac{\sqrt{\left(\frac{f_{yp}}{\lambda p_i}\right) + 1}}{\sqrt{\left(\frac{f_{yp}}{\lambda p_i}\right) - 1}} \quad K = \frac{\sqrt{\left(\frac{75000}{2 \times 14.7}\right) + 1}}{\sqrt{\left(\frac{75000}{2 \times 14.7}\right) - 1}}$$

$$K = 1,0004 \quad (\text{Brownell \& Young pers. 14.14c})$$

$$K = D_o/D_i$$

$$\begin{aligned}\text{sehingga } D_i &= D_o/K \\ &= 117,255 \text{ in} = 2,978 \text{ m}\end{aligned}$$

jadi tebal silinder adalah :

$$\begin{aligned}t_s &= 0,5 \times (D_o - D_i) \\ &= 0,02345 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in} \\ \text{dilandarkan: } & 3/16 \text{ in} \text{ untuk ukuran sch pipa}\end{aligned}$$

Menghitung tebal bagian tutup samping kiri dan kanan tangki

Tutup berbentuk setengah bola (*hemispherical*)

$$\begin{aligned}D_o &= 117,30 \text{ in} \\ t_s &= 3/16 \text{ in} \\ D_i = (D_o - 2t_s) &= 116,927 \text{ in} = 9,74 \text{ ft} = 2,97 \text{ m} \\ \text{Laju alir bahan} &= 4433,84 \text{ kg/jam} \\ &= 234598 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Densitas sulfur} &= 1819 \text{ kg/m}^3 \\ &= 113,556 \text{ lb/cuft} \\ \text{Volume liquid} &= 2065,92 \text{ cuft/jam} \end{aligned}$$

(MSDS, 2012)

Diperkirakan tangki berisi 80% dari volume total

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 2582,4 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume ruang kosong} &= 516,481 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

**Menghitung panjang tangki**

$$\begin{aligned} H_{\text{silinder}} &= 1,5 \times D_i \\ &= 14,6159 \text{ ft} = 4,45 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang tangki} &= H_{\text{silinder}} + D_o \\ &= 24,39 \text{ ft} = 7,43 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V \text{ ruang kosong silinder} &= 20\% \times \text{Volume total silinder} \\ &= 20\% \times \frac{\pi \times D_i^2 \times H_{\text{silinder}}}{4} \\ &= 217,87 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ ruang kosong silinder} = (\text{Luas juring AOB} - \text{Luas segitiga AOB}) \times H_{\text{silinder}}$$

Diketahui:

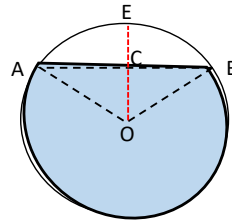
$$OA = OB = OE = 0,5 \times D_i = 4,87 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} L_{\text{juring AOB}} &= \frac{\cos^{-1}\left(\frac{OE - EC}{OE}\right)}{360} \pi \times OE^2 \\ &= \frac{\cos^{-1}\left(\frac{4,87 - EC}{4,87}\right)}{360} \pi \times (4,87)^2 \\ &= \cos^{-1}\left(\frac{4,87 - EC}{4,87}\right) \times 23,72 \end{aligned}$$

$$L_{\text{segitiga AOB}} = \frac{AB \times OC}{2}$$

$$\begin{aligned} OC &= OE - EC \\ &= 4,87 \text{ ft} - EC \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} AB &= 2 \times \sqrt{OB^2 - OC^2} \\ &= 2 \times \sqrt{OB^2 - (4,87 - EC)^2} \end{aligned}$$



Persamaan tersebut kemudian diselesaikan dengan syarat nilai EC berada pada rentang  $0 \leq EC \leq 4,87 \text{ ft}$  dan di-trial sehingga dapat memenuhi nilai V ruang kosong pada silinder =  $217,87 \text{ ft}^3$ , didapatkan:

$$EC = 2,787 \text{ ft}$$

$$\text{sehingga } H_{\text{liquid}} = D_i - EC$$

$$H_{\text{liquid}} = 6,96 \text{ ft} = 2,12 \text{ m}$$

Menghitung P desain

$$P_{\text{desain}} = \frac{\rho \times \frac{g}{g_c} \times H_{\text{liq}}}{144} + P_{\text{atm}}$$

$$P_{\text{desain}} = 20,1784 \text{ psia}$$

**Menghitung tebal tutup samping kanan dan kiri**

**Tutup berbentuk setengah bola (*hemispherical*)**

$$t_h = \frac{P_i \times D_i}{4(fE - 0.1p_i)} + C$$

$$t_h = 0,13 \text{ in} \sim 3/16 \text{ in}$$

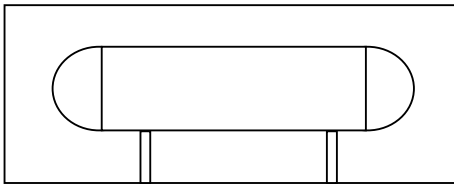
$$\text{Silinder yang digunakan OD } 89,62 \text{ in} = 9,78 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang tangki} = 24,39 \text{ ft} = 7,43 \text{ m} \text{ maka}$$

$$\text{The surface / silinder} = \pi \times \text{OD} \times L = 749 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Dari perhitungan neraca energi} \quad Q &= 3141724,13 \text{ kJ/jam} \\ &= 2977768,208 \text{ btu/jam} \end{aligned}$$

Asumsi dimensi furnace yang digunakan adalah sebagai berikut :



$$\text{Center to center distance} = 117 \text{ in} = 9,78 \text{ ft}$$

$$A_{cp} = 477 \text{ ft}^2$$

Total  $\alpha$  to single row, refractory backed, from fig. 19.11 (Kern)

$$\text{Ratio of center to center / OD} = 1$$

$$\alpha = 1$$

$$\alpha_{Acp} = 370 \times 1 = 477 \text{ ft}^2$$

Refractory surface :

$$\text{End walls} = 2 \times 9,78 \times 24,39 = 476,849 \text{ ft}^2 = 44,302 \text{ m}^2$$

$$\text{Side walls} = 2 \times 9,78 \times 24,39 = 476,849 \text{ ft}^2 = 44,302 \text{ m}^2$$

$$\text{Floor} = 2 \times 9,78 \times 9,78 = 191,105 \text{ ft}^2 = 17,755 \text{ m}^2$$

$$AT = 1144,8 \text{ ft}^2 = 106,358 \text{ m}^2$$

$$AR = 667,954 \text{ ft}^2$$

$$AR/\alpha_{Acp} = 1,4$$

$$\text{Dari grafik Fig 19.15, didapatkan} \quad F = 0,67 \quad (\text{Perry, h. 700})$$

$$\frac{Q}{\alpha_{Acp} \cdot F} = 9320,41$$

$$\text{Dari grafik Fig 19.14, didapatkan} \quad T_g = 1280 \text{ }^\circ\text{F} = 693 \text{ }^\circ\text{C}$$

(Perry, h. 699)

### 13. SOLUBLE SULFUR PUMP (L-131)

Fungsi : Memompa fluida dari *Flash Drum* menuju *mix point I*

Tipe : *Centrifugal Pump*  
 Kondisi Operasi :  
 Temperatur = 150,00 °C = 423,15 K

**Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,4 psf

**Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

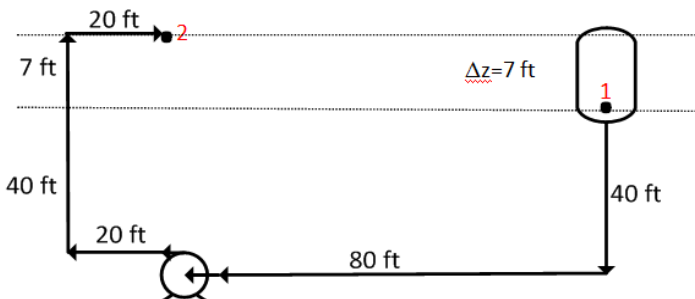
Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,4 psf

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa	ρ (g/mL)	Volume (mL)	μ (cP)
SS	535,38	0,899	1,777	301,318	8,000
CS <sub>2</sub>	60,08	0,101	1,261	47,645	0,018
Total	595,46	1,000		348,962	

**Pentuan Dimensi :**

Mass rate = 595,46 kg/jam = 1312,77 lb/jam  
 Viskositas campuran = 7,195 cp = 0,00483 lb/ft.s  
 Densitas campuran = 1,71 g/mL = 106,53 lb/ft<sup>3</sup>  
 Flow rate (Q) = 12,32 ft<sup>3</sup>/jam = 0,03423 ft<sup>3</sup>/s  
 Diameter optimum =  $3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} = 1,57$  in  
 Diameter standar = NPS 3/8 in sch 40 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003*)  
 Outside diameter = 0,675 in = 0,06 ft = 0,017 m  
 Inside diameter = 0,493 in = 0,04 ft = 0,013 m  
 Flow area = 0,0013 ft<sup>2</sup>  
 Kecepatan fluida = 25,74 ft/s = 0,17874 m/s





**Perhitungan Friksi :**

- **Friksi karena adanya *sudden contraction* (tangki menuju pipa)**

Perbandingan  $A_{\text{pipa}}/A_1 = 0$  Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

$$A_1 \gg A_{\text{pipa}}$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0,55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 182,17 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

- **Friksi karena pipa lurus**

Panjang pipa = 207 ft

Reynold number = 23299,2

Roughness ( $\epsilon$ ) = 4,6E-05 m (Untuk *commercial steel*)

Diameter (*inside*) = 0,04 ft = 0,01 m

$\epsilon/D$  = 0,004

Fanning factor ( $f$ ) = 0,015 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003*)

$$\text{Friction loss} = 4f \frac{\Delta L v^2}{D} = 3112,26 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

- **Friksi karena *fitting dan valve***

Jenis <i>fitting</i> dan valve		$K_f$	Jumlah
<i>Elbow</i> 90° standar		0,75	3
<i>Globe valve</i>	<i>Wide Open</i>	6	1
<i>Tee</i>		1	1
<i>Check valve</i>	<i>Swing</i>	2	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 3 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 23,16 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = 1 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 61,77 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Check valve } (h_f) = 1 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 20,59 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Tee } (h_f) = 1 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 10,29 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Friksi total pompa = 3410,25 ft.lbf/lb<sub>m</sub>

**Perhitungan Daya Pompa :**

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$z_1 = 0,00 \text{ ft}$

$z_2 = 7,00 \text{ ft}$

$\rho_1 = \rho_2 = 106,53 \text{ lb/ft}^3$

$v_1 = 0 \text{ ft/s}$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{(p_2 - p_1)}{\rho} = -(\Sigma F + W_s)$$

-  $W_s = 10,2948422 + 7 + 0 + 3410,25$

$W_s = -3427,54 \text{ ft.lbf/lb}_m$

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi } (\eta) &= 75\% \\ W_p &= \frac{W_s}{\eta} = 4080,41 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

$$\text{Horse power} = 2,705 \text{ hp}$$

**Spesifikasi :**

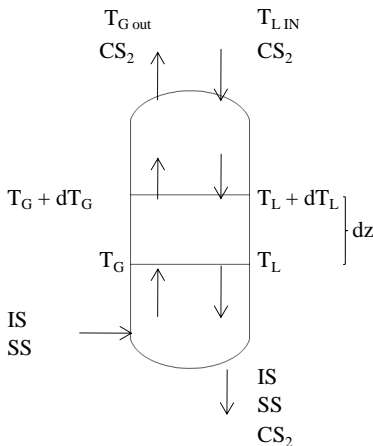
Fungsi	=	Memompa fluida dari <i>Flash Drum</i> menuju <i>mix point I</i>
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	=	12,32 ft <sup>3</sup> /jam = 0,35 m <sup>3</sup> /jam
Tekanan masuk	=	15,95 psi = 1,10 bar
Tekanan keluar	=	15,95 psi = 1,10 bar
Bahan pipa	=	<i>Commercial Steel</i>
Ukuran pipa	=	NPS 3/8 in sch 40
Power pompa	=	2,705 hp = 2,0182 kW
Jumlah alat	=	1 unit

**14. QUENCHING TOWER (D-140)**

Fungsi : Pendinginan sulfur vapor secara mendadak sehingga *insoluble sulfur* memadat

Kondisi Operasi : Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,5 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi

*Mendesain Plate Column*



Data parameter :

Ga	=	0.1 - 1	kg/m <sup>2</sup> .s	(Coulson and Richardson, 2000)
T <sub>G out</sub>	=	196,93	°C	
T <sub>L IN</sub>	=	20,00	°C	

$$\begin{aligned}
 G &= 4373,77 \text{ kg/jam} = 1,21 \text{ kg/s} = 0,02 \text{ kmol/s} \\
 C_p G_{CS_2} &= 51,73 \text{ J/kmol.K at } 45,5^\circ\text{C} \\
 C_p L_{CS_2} &= 9102,77 \text{ J/kmol.K at } 20^\circ\text{C} \\
 L &= 11634,49 \text{ kg/jam} = 3,23 \text{ kg/s} = 0,04 \text{ kmol/s}
 \end{aligned}$$

menghitung Luas Column

$$\begin{aligned}
 A &= G/G_a \quad (\text{Ga menggunakan } 0.8 \text{ kg/m}^2.\text{s}) \\
 A &= 1,74 \text{ m}^2 \\
 D &= 1,49 \text{ m} \quad (\text{diameter tower})
 \end{aligned}$$

menghitung  $h_a$  (heat-transfer coefficient)

Data  $CS_2$  pada  $20^\circ\text{C}$  (liq) dan  $45,5^\circ\text{C}$  (gas) :

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ liq} &= 9102,77 \text{ J/kmol.K} \\
 \mu \text{ liq} &= 0,00039 \text{ kg/m.s} \\
 k \text{ liq} &= 0,161 \text{ W/m.K}
 \end{aligned}$$

$$\mu \text{ gas} = 0,31 \text{ kg/m.s}$$

Menghitung  $N_{Pr}$ ,  $N_{Re}$  dan  $N_{Nu}$

$$N_{Pr} = \frac{C_p \mu}{k} \quad (\text{Geankoplis, hal.270})$$

$$N_{Pr} = 0,2896$$

$$N_{Re} = \frac{DG}{\mu} \quad (\text{Geankoplis, hal. 270})$$

$$N_{Re} = 5,82753$$

$$N_{Nu} = C N_{Re}^m N_{Pr}^{1/3} \quad (\text{Geankoplis, hal.271})$$

$$N_{Nu} = 1,18804$$

sehingga diperoleh harga  $h$  :

$$h_a = \frac{N_{Nu} \times k}{D} \quad (\text{Geankoplis, hal.270})$$

$$h_a = 0,12864 \text{ W/m}^2.\text{K}$$

menghitung tinggi kolom

$$G \cdot C_p G (T_G - (T_G - dT_G) - h_a \cdot dz \cdot A (T_G - T_L)) = 0$$

$$G \cdot C_p G (T_G - T_G - dT_G) - h_a \cdot dz \cdot A (T_G - T_L) = 0$$

$$-G \cdot C_p G \cdot dT_G - h_a \cdot dz \cdot A (T_G - T_L) = 0$$

$$\int_{T_L \text{ in}}^{T_G \text{ out}} \frac{dT_G}{T_G - T_L} = - \int_{z=0}^{z=H} \frac{h_a}{G \cdot A \cdot C_p G} dz$$

$$\ln \frac{(T_{G\text{out}} - T_L)}{(T_{L\text{in}} - T_L)} = - \frac{h_a \times A}{G \times C_{p_g}} H$$

$$\ln \frac{(T_{G\text{out}} - T_L)}{(T_{L\text{in}} - T_L)} = 6,23$$

Dari persamaan di atas, maka diperoleh :

$$H = 23,03 \text{ m}$$

### Mendesain Vessel

Fungsi : Pendinginan sulfur secara mendadak sehingga IS menjadi padat

Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis

Bahan konstruksi : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)

Sistem operasi : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Rate Aliran Masuk = 4433,84 kg/jam

Komponen	Massa	x	ρ	volume	μ
	kg/jam		kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam	kg/m.jam
IS	3708,38	0,84	1738	2,1	187
SS	665,38	0,15	1738	0,4	187
CS <sub>2</sub>	60,08	0,01	1261	0,05	1,008
total	4433,84	1,00		2,6	

vol larutan = 2,6 m<sup>3</sup>/jam

waktu tampung = 4 jam

vol larutan = 2,6 x 4,0 = 10,26 m<sup>3</sup>

μ campuran = 184,7 kg/m.jam = 51,30 cp

ρ campuran = 1729,1 kg/m<sup>3</sup>

banyak tangki = 1,0 buah

volume larutan = 10,26 m<sup>3</sup>

volume larutan = 0,8 volume total

volume tangki =  $\frac{100}{80} \times 10,3$

= 12,8210 m<sup>3</sup>

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas datar dan tutup bawah konis  
dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( $L_s / D_i$ ) = 1,5

$$\text{Vol. silinder } (V_s) = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

$$= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D$$

$$= 1,1775 \times D^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
&= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 90^\circ)} \\
&= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan(45^\circ)} \\
&= 0,1308 \times D^3 \\
\text{Volume total} &= \text{volume silinder (V}_s\text{)} + \text{volume konis} \\
12,8210 &= 1,18 \times D^3 + 0,1308 \times D^3 \\
12,8210 &= 1,31 \times D^3 \\
D^3 &= 9,80 \\
D &= 2,14 \text{ m} = 84,2502 \text{ in} \\
\text{tinggi silinder (H}_s\text{)} &= 1,50 \times D \\
&= 1,50 \times 2,14 \\
&= 3,21 \text{ m} = 126,38 \text{ in} \\
\text{tinggi konis (H}_c\text{)} &= \frac{D}{2 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
&= \frac{2,1400}{2 \times \tan(45^\circ)} \\
&= 1,07 \text{ m} = 42,13 \text{ in} \\
\text{tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi konis} \\
&= 3,21 + 1,07 \\
&= 4,28 \text{ m} = 168,5 \text{ in} \\
\text{volume larutan dalam konis} &= \text{volume konis} \\
&= 0,1308 \times D^3 \\
&= 1,28 \text{ m}^3 = 50,4647 \text{ in} \\
\text{volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam bejana} - \text{volume larutan dalam konis} \\
&= 10,26 - 1,2818 \\
&= 8,97 \text{ m}^3 \\
\text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\frac{\pi}{4} \times D^2} \\
&= 2,497 \text{ m} = 98,293 \text{ in} \\
\text{Tinggi larutan dalam bejana (H}_b\text{)} &= \text{tinggi larutan dalam silinder dan konis} \\
&= 3,567 \text{ m} = 140,418 \text{ in}
\end{aligned}$$

### **Menentukan Tekanan Desain (P<sub>d</sub>)**

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psig} \\
P_{\text{hidrostatic}} &= \rho \text{ bahan} \times g \times H_b \\
&= 1729,14 \times 9,8 \times 3,57 \\
&= 60438,1 \text{ N/m}^2 = 8,79 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatic}} + P_{\text{operasi}} \\
&= 8,8 + 14,7 = 23,5 \text{ psig} \\
P_{\text{desain}} &= 1,10 \times P_{\text{total}} \\
&= 1,10 \times 23,5 \\
&= 24,6 \text{ psig}
\end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 240 grade M dengan spesifikasi :  
type 316, grade M (SA-240) *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*  
 $f = 18750 \text{ psi}$  *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*  
 $E = 0,8$  *(Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)*  
*(double welded butt joint)*

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C$$

dimana : *(Brownell&Young,Pers.13.1,p254)*

$t_s$  = Tebal minimum silinder, in

$P_d$  = Tekanan Design, psi

$f$  = Allowable stress maksimum, psi

$D$  = Diameter dalam silinder, in

$E$  = Efisiensi sambungan las

$C$  = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
t_s &= \frac{P_d \times D}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \\
&= 0,07 + 1/8 \\
&= 0,19 \text{ in} \\
&= 0,25 \text{ in (standarisasi)} \\
&= 0,006 \text{ meter}
\end{aligned}$$

*(Brownell,Table 5.7,p 90)*

$$OD = ID - 2 t_{\text{silinder}}$$

$$OD = 84,3 + 2 \times 0,25$$

$$OD = 84,8 \text{ in}$$

$$= 90 \text{ in (standarisasi)}$$

$$= 2,29 \text{ meter}$$

*(Brownell,Table 5.7,p 91)*

### Menentukan ketebalan konis :

$$t_{\text{konis}} = \frac{P_i \times D}{2(f.E + 0,4 P_i) \times \cos(0,5 \alpha)} + C$$

$$\begin{aligned}
&= 0,09720385 + 0,13 \\
&= 0,222 \text{ in} \\
&= 4/16 \text{ in (standarisasi)} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91}) \\
&= 0,00635 \text{ m}
\end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,36} \times \rho^{0,18} \quad (\text{Untuk } N_{re} < 2100 \text{ dan } D_i > 0,0254 \text{ m})$$

Dimana  $D_i$  = diameter optimum dalam pipa, in

$\mu$  = viskositas, lb/ft.s

$Q_f$  = flowrate liquid, ft<sup>3</sup>/s

$$\mu = 184,7 \text{ kg/m.jam} = 0,0345 \text{ lb/ft.s}$$

$$Q_f = 2,6 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,025 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18} \\
&= 3,9 \times 0,27 \times 0,65 \\
&= 0,67 \text{ in} \\
&= 0,02 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$A = 2,44E-03 \text{ ft}^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
\text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{2,56}{0,0002} \\
&= 11324,4 \text{ m/jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu \text{ campuran}} \\
&= \frac{1729,1 \times 0,02 \times 11324,45}{184,677} \\
&= 1800,8 \text{ (memenuhi)}
\end{aligned}$$

$N_{re} < 2100$ , maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran *nozzle*

yang dipilih Ukuran Nominal Pipa = 0,5 in Sch 40

Diameter dalam (ID) = 0,62 in

Diameter luar (OD) = 1,19 in

Lebar *flange* = 3,50 in

Tebal *flange* = 0,44 in

Tinggi *nozzle* = 2,14 in

### Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed, 158)

$$Da/Dt = 0,30 \quad Da = 0,69 \text{ m}$$

$$W/Da = 0,20 \quad W = 0,14 \text{ m}$$

$$L/Da = 0,25 \quad L = 0,17 \text{ m}$$

$$C/Dt = 0,33 \quad C = 0,76 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} Dt/J &= 12 & J &= 0,19 \text{ m} \\ N &= 90 & \text{rpm} &= 1,50 \text{ rps} \end{aligned}$$

dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$Nre = \frac{Da^2 N \rho}{\mu \text{ camp}} = 23779,6$$

$$Np = 6 \quad (\text{Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition})$$

$$\begin{aligned} P &= Np \rho N^3 Da^5 = 5311,8 \text{ J/s} = 5,31 \text{ kW} \\ &= 7,12 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor (Pi) :

$$h \text{ motor} = 80\%$$

(Timmerhauss, p.516)

$$Pi = \frac{P}{h} = \frac{7,12}{80\%}$$

$$= 8,90 \text{ hp}$$

$$= 10 \text{ hp (standarisasi)}$$

### Spesifikasi Vessel :

Fungsi : Pendinginan sulfur secara mendadak sehingga IS menjadi padat

Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis

Pengelasan : *Double welded butt joint*

Bahan : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)

Jumlah : 1 buah

P<sub>design</sub> : 24,6 psi = 1,7 bar

Kapasitas : 12,821 m<sup>3</sup>

Diameter tower : 1,49 m

Diameter luar tangki Do : 90,000 in 2,29 m

Tinggi liq dlm silinder L<sub>L</sub> : 98,293 in 2,50 m

Tinggi liq dlm tangki L<sub>L,tot</sub> : 140,418 in 3,57 m

Tinggi silinder L<sub>S</sub> : 126,375 in 3,21 m

Tinggi tutup bawah L<sub>hb</sub> : 42,125 in 1,07 m

Tinggi tangki L<sub>T</sub> : 168,5 in 4,28 m

Tinggi tangki + tower : 27,3 m

Tebal silinder ts : 1/4 in = 0,006 m

Tebal tutup atas tha : 1/4 in = 0,006 m

Tebal tutup bawah thb : 1/4 in = 0,006 m

### Pengaduk

Type : *flat six blade turbine with disk*

Jumlah : 1 Buah



Power : 10 hp = 7 kW  
 Diameter pengaduk Da : 0,69 m  
 Panjang pengaduk La : 0,17 m  
 Lebar pengaduk W : 0,14 m  
 Jarak dari dasar C : 0,76 m  
 Kecepatan putaran N : 90 rpm

**15. QUENCHING TOWER PUMP (L-141)**

**Fungsi** : Memompa CS<sub>2</sub> dari storage CS<sub>2</sub> menuju quenching tower

**Tipe** : Centrifugal pump

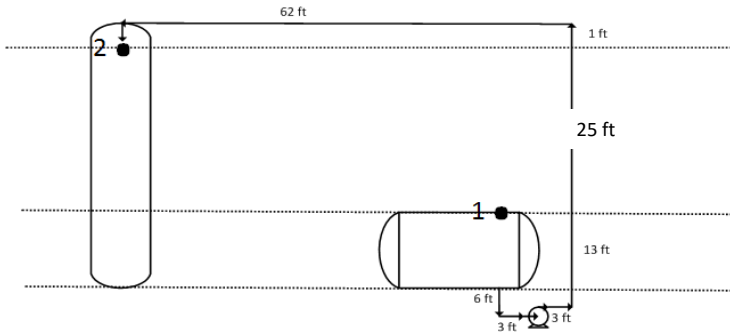
**Kondisi Operasi:**

Temperatur = 40 °C = 313,15 K

**Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,4 psf



**Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,4 psf

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa
CS <sub>2</sub>	11634,49	1,000
total	11634,49	1,000

**Penentuan Dimensi :**

Mass rate	=	11634,5 kg/jam	=	25649,8 lb/jam
Viskositas	=	0,400 cp	=	0,00027 lb/ft.s
Densitas	=	1,26 g/mL	=	78,72 lb/ft <sup>3</sup>
Flow rate	=	325,83 ft <sup>3</sup> /jam	=	0,09051 ft <sup>3</sup> /s
Diameter optimum	=	$3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$	=	2,33 in
Diameter standar	=	NPS 6 in Sch 40		(Geankoplis 4 <sup>th</sup> ed., 2003)
Outside diameter	=	6,625 in	=	0,55 ft
Inside diameter	=	6,065 in	=	0,51 ft
Flow area	=	0,2005 ft <sup>2</sup>		
Kecepatan fluida	=	0,45 ft/s	=	0,00313 m/s

**Perhitungan Friksi :**

• **Friksi karena adanya sudden contraction (tangki menuju pipa)**

Rasio  $A_{\text{pipa}}/A_1$  = 0 Karena luas tangki sangat besar daripada pipa.

$$A_1 \gg \gg A_{\text{pipa}}$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0,55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,06 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena pipa lurus**

Panjang pipa = 119 ft

Reynold number = 66811,7

Roughness ( $\epsilon$ ) = 4,6E-05 m (untuk commercial steel)

Diameter = 0,51 ft = 0,15 m

$\epsilon/D$  = 0,00030

Fanning factor = 4,0000 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 11,93 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena fitting dan valve**

Jenis fitting dan valve		$K_f$	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	4
Globe valve	Wide Open	6	1
Check valve	Swing	2	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 4 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0,01 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = 1 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0,02 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Check valve } (h_f) = 1 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0,01 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena adanya expansion (fluida masuk ke tangki)**

Rasio  $A_{\text{pipa}}/A_2$  = 0 Karena luas tangki sangat besar daripada pipa.

$$A_{\text{pipa}} \ll \ll \ll \ll \ll A_2$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\begin{aligned} \text{Friction loss} &= \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_2}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 0,10 \text{ ft.lbf/lb}_m \\ \text{Friksi total pompa} &= 12,12 \text{ ft.lbf/lb}_m \end{aligned}$$

### Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$\begin{aligned} z_1 &= 13 \text{ ft} \\ z_2 &= 38 \text{ ft} \\ \rho_1 &= \rho_2 = 78,72 \text{ lb/ft}^3 \\ v_1 &= 0 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

*Mechanical Energy Balance :*

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(p_2 - p_1)}{\rho} = -(\Sigma F + W_s)$$

$$-W_s = 0,00316587 + 25 + 0 + 12,12$$

$$-W_s = 37,12$$

$$W_s = -37,12 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Efisiensi } (\eta) = 75\%$$

$$W_p = 44,19 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Horse power} = 0,572 \text{ hp}$$

### Spesifikasi :

Fungsi	=	Memompa CS <sub>2</sub> dari storage CS <sub>2</sub> menuju quenching tower
Tipe	=	Centrifugal pump
Kapasitas	=	325,83 ft <sup>3</sup> /jam = 9,23 m <sup>3</sup> /jam
Tekanan masuk	=	15,95 psi = 1,1 bar
Tekanan keluar	=	15,95 psi = 1,1 bar
Bahan pipa	=	Commercial steel
Ukuran pipa	=	NPS 6 in Sch 40
Power pompa	=	0,572 hp = 0,427 kW

### 16. WASHER PUMP (L-211)

Fungsi : Memompa fluida dari quenching tower menuju washer

Tipe : Centrifugal pump

Kondisi Operasi :

$$\text{Temperatur} = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

**Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,1 \text{ x Tekanan total} \\ &= 16,0 \text{ psi} \\ &= 2297,4 \text{ psf} \end{aligned}$$

**Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

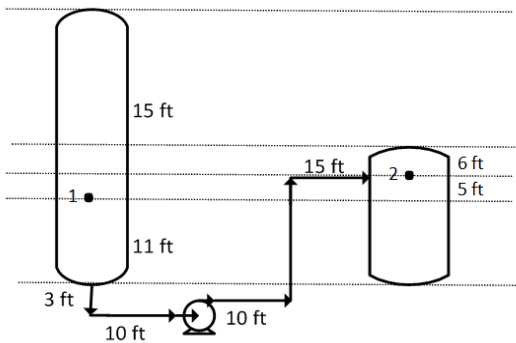
$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan total} \\
 &= 16,0 \text{ psi} \\
 &= 2297,4 \text{ psf}
 \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa	$\rho$ (g/mL)	Volume (mL)	$\mu$ (cP)
IS	3708,38	0,603	1,829	2027,639	49,000
SS	665,39	0,108	1,829	363,817	49,000
CS <sub>2</sub>	1779,11	0,289	1,261	1410,872	0,350
total	6152,88	1		3802,328	

### Penentuan Dimensi :

$$\begin{aligned}
 \text{Mass rate} &= 6152,88 \text{ kg/jam} = 13564,8 \text{ lb/jam} \\
 \text{Viskositas campuran} &= 34,933 \text{ cp} = 0,02347 \text{ lb/ft.s} \\
 \text{Densitas total} &= 1,62 \text{ g/mL} = 101,02 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Flow rate} &= 134,28 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,03730 \text{ ft}^3/\text{s} \\
 \text{Diameter optimum} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} = 1,62 \text{ in} \\
 \text{Diameter standar} &= \text{NPS } 1,25 \text{ in Sch } 40 \quad (\text{Geankoplis } 4^{\text{th}} \text{ ed., } 2003) \\
 \text{Outside diameter} &= 1,66 \text{ in} = 0,14 \text{ ft} \\
 \text{Inside diameter} &= 1,38 \text{ in} = 0,12 \text{ ft} \\
 \text{Flow area} &= 0,0104 \text{ ft}^2 \\
 \text{Kecepatan fluida} &= 3,59 \text{ ft/s} = 0,02495 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$



### Perhitungan Friksi :

- Friksi karena adanya *sudden contraction* (tangki menuju pipa)

Perbandingan  $A_{\text{pipa}}/A_1 = 0$  Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

$$A_1 \gg A_{\text{pipa}}$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0,55 \left(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1}\right) \frac{v^2}{2\alpha} = 3,55 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

- Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 57 ft

Reynold number = 1778,12  
 Roughness ( $\epsilon$ ) = 4,6E-05 m  
 Diameter = 0,12 ft = 0,04 m  
 $\epsilon/D$  = 0,001  
 Fanning factor = 0,0060 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003)

Friction loss =  $4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c}$  = 2,39 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

• **Friksi karena fitting dan valve**

Jenis fitting dan valve		K <sub>f</sub>	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	3
Globe valve	Wide Open	6	1
Check valve	Swing	2	1

Elbow (h<sub>f</sub>) = 3 K<sub>f</sub>  $\frac{v^2}{2g_c}$  = 0,45 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

Globe valve (h<sub>f</sub>) = 1 K<sub>f</sub>  $\frac{v^2}{2g_c}$  = 1,20 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

Check valve (h<sub>f</sub>) = 1 K<sub>f</sub>  $\frac{v^2}{2g_c}$  = 0,40 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

• **Friksi karena adanya expansion (fluida masuk ke tangki)**

Rasio  $A_{\text{pipa}}/A_2$  = 0 Karena luas tangki sangat besar daripada pipa.

$A_{\text{pipa}} \ll A_2$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

Friction loss =  $(1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_2}) \frac{v^2}{2\alpha}$  = 6,45 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

Friksi total pompa = 14,45 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

**Perhitungan Daya Pompa :**

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$z_1$  = 18 ft

$z_2$  = 23 ft

$\rho_1$  =  $\rho_2$  = 101,02 lb/ft<sup>3</sup>

$v_1$  = 0 ft/s

Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(p_2 - p_1)}{\rho} = -(\Sigma F + W_s)$$

- W<sub>s</sub> = 0,20060144 + 5 + 0 + 14,45

- W<sub>s</sub> = 19,65

W<sub>s</sub> = -19,65 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

Efisiensi ( $\eta$ ) = 75%

W<sub>p</sub> = 23,39 ft.lb<sub>f</sub>/lb<sub>m</sub>

Horse power = 0,160 hp

**Spesifikasi :**

Fungsi = Memompa fluida dari *Quenching Tower* menuju *Washer*

Tipe	=	Centrifugal Pump
Kapasitas	=	134,28 ft <sup>3</sup> /jam = 3,80 m <sup>3</sup> /jam
Tekanan masuk	=	15,95 psi = 1,1 bar
Tekanan keluar	=	15,95 psi = 1,1 bar
Bahan pipa	=	Commercial Steel
Ukuran pipa	=	NPS 1,25 in Sch 40
Power pompa	=	0,160 hp = 0,120 kW

### 17. WASHER (H-210)

Fungsi	:	Memisahkan IS dengan campuran SS dan CS <sub>2</sub>
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas datar dan bawah berbentuk konis
Bahan Konstruksi	:	Stainless Steel type 316, grade M (SA-240)
Sistem operasi	:	Kontinyu
Jumlah	:	1 buah
Rate Aliran Masuk	=	6152,88 kg/jam

Komponen	Massa	x	ρ	volume	μ
	kg/jam		kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam	kg/m.jam
IS	3708,38	0,60	1782	2,1	29
SS	665,39	0,11	1782	0,4	29
CS <sub>2</sub>	1779,11	0,29	1261	1,4	0,065
total	6152,88	1,00		3,866	

Flowrate (Q)	=	3,866 m <sup>3</sup> /jam
μ campuran	=	20,491 kg/m.jam = 5,692 cp
ρ campuran	=	1591,6 kg/m <sup>3</sup>
vol larutan	=	3,866 m <sup>3</sup> (dalam 1 jam)
banyak tangki	=	1,0 buah
volume larutan	=	3,866 m <sup>3</sup> (setiap tangki)
volume larutan	=	0,8 volume total
volume tangki	=	$\frac{100}{80} \times 3,9$
	=	4,832 m <sup>3</sup>

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas datar dan tutup bawah konis  
 dimensi tinggi silinder / diameter bejana ( $H_s/D_i$ ) = 1,5

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times H_s \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times D_i^2 \times 1,5 D_i \\
 &= 1,18 \times D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D_i^3}{24 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
 &= \frac{\pi \times D_i^3}{24 \times \tan(0,5 \times 90^\circ)} \\
 &= \frac{3,14 \times D_i^3}{24 \times \tan(45^\circ)} \\
 &= 0,131 \times D_i^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume total} &= \text{volume silinder (Vs)} + \text{volume konis} \\
 4,8324 &= 1,18 \times D_i^3 + 0,131 \times D_i^3 \\
 4,8324 &= 1,31 \times D_i^3 \\
 D_i^3 &= 3,694 \\
 D_i &= 1,546 \text{ m} = 60,858 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi silinder (Hs)} &= 1,50 \times D_i \\
 &= 1,50 \times 1,546 \text{ m} \\
 &= 2,319 \text{ m} = 91,2865 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{D_i}{2 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
 &= \frac{1,5458}{2 \times \tan(45^\circ)} \\
 &= 0,77 \text{ m} = 30,43 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi konis} \\
 &= 2,32 + 0,77 \\
 &= 3,09 \text{ m} = 121,715 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume larutan dalam konis} &= \text{volume konis} \\
 &= 0,131 \times D_i^3 \\
 &= 0,48 \text{ m}^3 = 19,0253 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam bejana} - \text{volume larutan} \\
 &\quad \text{dalam konis} \\
 &= 3,87 - 0,48 \\
 &= 3,38 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan di silinder (H}_{L_s}\text{)} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times D_i^2} \\
 &= 1,803 \text{ m} = 71,0006 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi larutan dalam bejana (H}_b\text{)} &= \text{tinggi larutan dalam silinder} + \text{konis} \\
 &= 2,576 \text{ m} = 101,429 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psig} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times H_{\text{Liq}} \\
 &= 1591,6 \times 9,8 \times 1,803 \\
 &= 28128,4 \text{ N/m}^2 = 4,09 \text{ psi} \\
 \\ 
 P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
 &= 4,09 + 14,7 = 18,8 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,10 \times P_{\text{total}} \\
 &= 1,10 \times 18,8 \\
 &= 19,9 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Ketebalan Silinder

Digunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 240 grade M dengan spesifikasi :  
 type 316, grade M (SA-240) *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*

$$\begin{aligned}
 f &= 18750 \text{ psi} && \text{(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)} \\
 E &= 0,8 && \text{(Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)} \\
 &&& \text{(double welded butt joint)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C &= 1/8 \text{ in} \\
 t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C && \text{(Brownell \& Young, Pers. 13.1, p254)}
 \end{aligned}$$

dimana :

- $t_s$  = Tebal minimum silinder, in
- $P_d$  = Tekanan Design, psi
- $f$  = *Allowable stress* maksimum, psi
- $D_i$  = Diameter dalam silinder, in
- $E$  = Efisiensi sambungan las
- $C$  = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P_d \times D_i}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C \\
 &= 0,04 + 1/8 \\
 &= 0,17 \text{ in} \\
 &= 3/16 \text{ in (standarisasi)} && \text{(Brownell, Table 5.7, p 90)} \\
 &= 0,005 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 D_o &= D_i + 2 t_s \\
 D_o &= 60,9 + 2 \times 0,19 \\
 D_o &= 61,2 \text{ in} && \text{(Brownell, Table 5.7, p 91)} \\
 &= 54 \text{ in (standarisasi)} \\
 &= 1,37 \text{ meter}
 \end{aligned}$$

### Menentukan ketebalan konis :

$$t_b = \frac{P_d \times D_i}{2(f.E + 0,4 P_d) \times \cos(0,5 \alpha)} + C$$

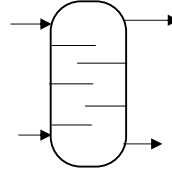


$$\begin{aligned}
 &= 0,05703541 + 0,13 \\
 &= 0,182 \text{ in} \\
 &= 3/16 \text{ in (standarisasi)} \\
 &= 0,0047625 \text{ m}
 \end{aligned}
 \qquad (Brownell, Table 5.7, p 91)$$

### Perhitungan Tray

Tray yang digunakan adalah baffle tray dengan spesifikasi diameter 62% dari diameter vessel dan tray space = 4 inch (Perry, p. 15-78)

$$\begin{aligned}
 D_i \text{ vessel} &= 60,858 \text{ inch} \\
 D \text{ tray} &= 62\% \times D_i \text{ vessel} \\
 &= 37,7317 \text{ inch} \\
 H \text{ vessel} &= 121,715 \text{ inch} \\
 \text{Tray space} &= 4 \text{ inch} \\
 \text{Jumlah Tray} &= \frac{H \text{ vessel}}{\text{Tray Space}} \\
 &= 30,4288 \approx 27 \text{ buah}
 \end{aligned}$$



### Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet nozzle sama

Assumsi aliran turbulen

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

Dimana,  $D_{i, \text{opt}}$  = diameter optimum dalam pipa, in

$\rho$  = densitas campuran,  $\text{lbm/ft}^3$

$Q$  = flowrate liquid,  $\text{ft}^3/\text{s}$

$$\rho = 1591,6 \text{ kg/m}^3 = 99,3579 \text{ lbm/ft}^3$$

$$Q = 3,866 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,038 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 &= 3,9 \times 0,23 \times 1,82 \\
 &= 1,63 \text{ in} \\
 &= 0,04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size 2,00 in Sch 40

didapat : OD = 2,38 in = 0,06 m

ID = 2,07 in = 0,05 m

A = 0,02  $\text{ft}^2$  = 0,002  $\text{m}^2$

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{3,87 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,002 \text{ m}^2} \\
 &= 1783,16 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu \text{ camp}} \\
 &= \frac{1591,56 \times 0,05 \times 1783,16}{\mu \text{ camp}}
 \end{aligned}$$

20,491  
 = 7271,42 (memenuhi)  
 Nre > 2100, maka asumsi awal bahwa aliran turbulen benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih NPS 2,00 in Sch 40

**Pengaduk**

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*  
 Jumlah baffle 4 buah (Geankoplis 4th ed, 158)

- Da/Dt = 0,30    Da = 0,41 m
- W/Da = 0,20    W = 0,08 m
- L/Da = 0,25    L = 0,10 m
- C/Dt = 0,33    C = 0,46 m
- Dt/J = 12       J = 0,11 m
- N = 90        rpm = 1,50 rps

dimana,

- Da : diameter agitator
- Dt : diameter tangki
- W : lebar pengaduk
- L : panjang daun pengaduk
- C : jarak pengaduk dari dasar tangki
- J : lebar baffle
- N : kecepatan putar

$$Nre = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} = 71014,5$$

$$Np = 5 \quad \text{(Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition)}$$

$$P = Np \rho N^3 Da^5 = 317 \text{ J/s} = 0,32 \text{ kW}$$

$$= 0,425 \text{ hp}$$

Daya motor (Pi) :

$$\eta \text{ motor} = 80\% \quad \text{(Timmerhauss, p.516)}$$

$$Pi = \frac{P}{\eta} = \frac{0,425}{80\%}$$

$$= 1 \text{ hp}$$

$$= 5 \text{ hp (standarisasi)}$$

**Spesifikasi Washer :**

- Fungsi : Memisahkan IS dengan campuran SS dan CS<sub>2</sub>
- Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan bawah berbentuk konis
- Pengelasan : *Double welded butt joint*
- Bahan : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)
- Jumlah : 1 buah
- P<sub>design</sub> : 19,891 psi = 1,371 bar
- Kapasitas : 4,832 m<sup>3</sup>

Diameter dalam tangki	Di	:	60,858	in	1,55	m
Diameter luar tangki	Do	:	54,000	in	1,37	m
Tinggi liq dlm silind	H <sub>ls</sub>	:	71,001	in	1,80	m
Tinggi liq dlm tangki	Hb	:	101,429	in	2,58	m
Tinggi silinder	Hs	:	91,286	in	2,32	m
Tinggi konis	Hc	:	30,429	in	0,77	m
Tinggi tangki	H	:	121,7	in	3,09	m
Tebal silinder	ts	:	1/5	in	0,005	m
Tebal tutup atas (datar)	ta	:	1/5	in	0,005	m
Tebal tutup bawah (konis)	tb	:	1/5	in	0,005	m

### Pengaduk

Type : *flat six blade turbine with disk*

Jumlah : 1 Buah

Power : 5 hp = 4 kW

Diameter pengaduk Da : 0,41 m

Panjang pengaduk La : 0,10 m

Lebar pengaduk W : 0,08 m

Jarak dari dasar C : 0,46 m

Kecepatan putaran N : 90 rpm

### **18. CONDENSER (E-213)**

**Fungsi** : Menurunkan temperatur keluaran atas *rotary dryer*

**Type** : *2 - 4 Shell and Tube Heat Exchanger*

**Bahan** : *Stainless Steel*, SA-376, type 316

#### **Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 16,0 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### **Hot Fluid - Shell Side :**

$$T_1 = 153,95 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,11 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_S = 0,5887 \text{ psi} = 0,0406 \text{ bar} \quad (\text{melalui perhitungan di bawah})$$

#### **Cold Fluid - Tube Side :**

$$t_1 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 45,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_T = 0,19 \text{ psi} = 0,0132 \text{ bar}$$

#### **Desain Heat Exchanger :**

##### **Tube Side**

$$\text{Outside diameter} = 0,75 \text{ in} = 0,02 \text{ m} \quad (\text{tabel 10, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{BWG} = 18 \quad (\text{tabel 10, D.Q. Kern, 1965})$$

<i>Inside diameter</i>	=	0,652	in	(tabel 10, D.Q. Kern, 1965)
$a'$	=	0,334	in <sup>2</sup>	(tabel 10, D.Q. Kern, 1965)
	=	0,00022	m <sup>2</sup>	
$a''$	=	0,1963	ft <sup>2</sup> /ft	(tabel 10, D.Q. Kern, 1965)
	=	0,06	m <sup>2</sup> /m	
<i>Equiv. diameter</i>	=	0,55	in	(figure 28, D.Q. Kern, 1965)
<i>Pitch (P<sub>T</sub>)</i>	=	0,9375	in = 0,02 m	(triangular pitch)
<i>Passes (n)</i>	=	4		
<i>Clearance (C)</i>	=	0,1875	in	
<i>Number of tubes</i>	=	32	(dihitung)	(tabel 9, D.Q. Kern, 1965)
<i>Length</i>	=	6	ft	

#### **Shell Side**

<i>Inside diameter</i>	=	8	in = 0,20 m	(tabel 9, D.Q. Kern, 1965)
<i>Baffle space (B)</i>	=	2	in = 0,05 m	
<i>Passes (n')</i>	=	2		

#### **Kapasitas :**

$CS_2$	=	682,53	kg/jam = 1504,72 lb/jam
<i>Water</i>	=	99,170	kg/jam = 218,632 lb/jam

#### **Penentuan $\Delta T_{LMTD}$ :**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 74,58 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 7,60$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,12$$

$$\Delta T \text{ factor } (F_T) = 0,92 \quad (\text{figure 18, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\Delta T_{LMTD} = 68,61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

#### **Caloric Temperature :**

$$T_C = T_{\text{ave}} = 206,555 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_C = t_{\text{ave}} = 99,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Karena air dan  $CS_2$  dapat diasumsikan sebagai *non-viscous fluid* dan bukan *petroleum* maupun hydrocarbon, maka perbandingan antara ( $\mu/\mu_w$ ) dapat dianggap sama dengan 1.00.

#### **Overall Heat Transfer Coefficient :**

$$R_D = 0,003 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Trial } U_D = 4 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat (Q)} = 3542,33 \text{ kJ} = 3357,48 \text{ Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T} = 12,23 \text{ ft}^2 = 1761,7 \text{ in}^2 = 1,1 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' \times L} = 10,39 = 32 \quad (\text{standarisasi menggunakan tabel 9, D.Q. Kern, 1965})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 1,30 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

**Evaluasi Perpindahan Panas :**

<i>CS2 : Shell Side</i>	<i>Water : Tube Side</i>
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_T \times 144} = 0,01 \text{ ft}^2$	$a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0,02 \text{ ft}^2$
$G_s = \frac{M}{a_s} = 135424,7 \frac{\text{lb}}{\text{jam.ft}^2}$	$G_T = \frac{m}{a_T} = 11783 \text{ lb/jam.ft}^2$
Viskositas ( $\mu$ ) = 0,012 cp <i>(figure 15, D.Q. Kern, 1965)</i>	Viskositas ( $\mu$ ) = 0,011 cp <i>(figure 14, D.Q. Kern, 1965)</i>
$N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42} = 213738,5$	$N_{Re} = \frac{G_T \times d_i}{\mu \times 2,42} = 25194,3$
$j_H = 8$ <i>(figure 28, D.Q. Kern, 1965)</i>	$\frac{1}{ID} = 110$
$k = 0,093 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{(°F/ft)}$ <i>(tabel 4, D.Q. Kern, 1965)</i>	$j_H = 90$ <i>(figure 28, D.Q. Kern, 1965)</i>
$c_p = 3,40 \text{ Btu/lb.°F}$ <i>(figure 2, D.Q. Kern, 1965)</i>	$k = 0,099 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{(°F/ft)}$ <i>(tabel 4, D.Q. Kern, 1965)</i>
$h_o = j_h \left(\frac{k}{d_e}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$	$c_p = 0,58 \text{ Btu/lb.°F}$ <i>(figure 2, D.Q. Kern, 1965)</i>
$h_o = 15,52 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$	$h_i = j_H \left(\frac{k}{d_e}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{c_p \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$
	$h_i = 86,91 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$
	$h_{io} = \frac{h_i \times ID}{OD} = 76 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$

Tahanan panas pipa bersih :

$$U_C = \frac{h_i \times h_{io}}{h_i + h_{io}} = 12,9 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

*Dirt factor :*

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = 0,00693 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad \text{Nilai RD memenuhi standar desain}$$

**Evaluasi Pressure Drop :**

<i>CS2 : Shell Side</i>	<i>Water: Tube Side</i>
$N_{Re} = 213738,5$	$N_{Re} = 25194,3$
$f = 0,0016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <i>(figure 29, D.Q. Kern, 1965)</i>	$f = 0,002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ <i>(figure 26, D.Q. Kern, 1965)</i>

$$\begin{array}{l}
 \text{Number of crosses} = 72 \\
 \Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times D_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times s \times \phi_s} = 0,58872 \text{ psi} \\
 \left. \begin{array}{l}
 \Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D \times s \times \phi_s} = 0,00002 \text{ psi} \\
 G_s = \frac{v^2 62,5}{2g' 144} = 0,012 \text{ psi} \\
 \text{(figure 27, D.Q. Kern, 1965)} \\
 \Delta P_r = \frac{4n \times v^2}{s \times 2g'} = 0,19 \text{ psi} \\
 \Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0,19 \text{ psi}
 \end{array} \right\}
 \end{array}$$

### 19. CENTRIFUGE (H-410)

Fungsi : Memisahkan slurry insoluble sulfur dengan larutan CS<sub>2</sub>

Type : Flat Top and Flat Bottom

Komponen	Massa (kg)	x	ρ (kg/m <sup>3</sup> )
IS	3708,38	0,05	1838
SS	412,04	0,01	1838
CS <sub>2</sub>	68253,49	0,94	1261
Total	72373,91	1,00	4937

$$\begin{aligned}
 \text{Rate masuk} &= 72373,91 \text{ kg/jam} \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 1283,95 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Massa yang masuk} &= 72373,91 \text{ kg} \\
 \text{Volume liquid, Y} &= \frac{\text{Massa campuran}}{\text{Densitas campuran}} = \frac{72373,91}{1283,95} \\
 &= 56,37 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

(Hugot, 3rd ed, p.769)

$$\begin{aligned}
 \text{Time of fugalng} &= 2 - 6 \text{ menit} \\
 \text{Diambil rata - rata} &= 4 \text{ menit} \\
 \text{Banyak cycle/jam, N} &= \frac{60}{4} = 15,0 \text{ Cycle}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume liquid/cycle} &= \frac{\text{V liquid, Y}}{N} \\
 &= \frac{56,4}{15,0} = 3,76 \text{ m}^3 \\
 &= 3757,89 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan (Hugot, Ed. 2, p.716)

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter} &= 60 \text{ inch} = 1,52 \text{ m} \\
 \text{Tinggi centrifugal} &= 45 \text{ inch} = 1,14 \text{ m} \\
 \text{Ketebalan maks, e} &= 0,14 \text{ D} \quad (\text{Hugot, eq.35.18, p.770}) \\
 &= 0,14 \times 1,52 \\
 &= 0,21 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume maks, V} &= \pi \times e \times H \times (D - e) \quad (\text{Hugot, eq.35.20, p.770}) \\
 &= 3,14 \times 0,21 \times 1,14 \times (1,52 - 0,21) \\
 &= 1,00 \text{ m}^3 = 1003,6 \text{ liter}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah sentrifugal} &= \frac{Y_i}{V} \\
 &= \frac{3757,89}{1003,6} \\
 &= 3,74 \text{ Unit} \approx 4 \text{ Unit}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan rotasi, n} &= 1200 \text{ rpm} \quad (\text{Hugot, Ed.2, Tabel 35.9, p.774}) \\
 \text{Area screen} &= 49,5 \text{ ft}^2 \quad (\text{Hugot, Ed.2, Tabel 35.9, p.773})
 \end{aligned}$$

Menghitung Konsumsi Power :

$$\text{Pr} = D^4 \times H \times n^2 \quad (1 + 4n) \quad (\text{Hugot, Ed.2, eq. 35.39, p.778})$$

370

Dimana :

D = Satuan ft

H = Satuan ft

n = Kecepatan dalam ribuan (rpm)

Maka, konsumsi power yang dibutuhkan :

$$Pr = \frac{625,0 \times 3,75 \times 1,44}{370} \times 5,8$$

$$= \frac{19575}{370} = 52,90540541 \text{ kW} = 70,9 \text{ hp}$$

Spesifikasi Centrifuge 2A (H-619 A) :

Fungsi	= Memisahkan slurry insoluble sulfur dengan larutan CS <sub>2</sub>
Type	= Flat Top and Flat Bottom
Kapasitas	= 72373,91 kg/jam
Volume liquid, Y	= 56,37 m <sup>3</sup>
Banyak cycle/jam, N	= 15,00 Cycle
Volume liquid/cycle, Vi	= 3,76 m <sup>3</sup>
Diameter	= 60 in
Tinggi centrifugal	= 45 in
Ketebalan maksimum masecuite, e	= 0,21 m
Volume maksimum masecuite, V	= 1,00 m <sup>3</sup>
Jumlah sentrifugal	= 4 Unit
Kecepatan rotasi, n	= 1200 rpm
Area screen	= 49,50 ft <sup>2</sup>
Power terkonsumsi, Pr	= 52,91 kW
	= 70,95 hp

## 20. STORAGE II (F-212)

Fungsi : Menampung sementara campuran SS dan CS<sub>2</sub>

Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan dan tutup bawah berbentuk konis

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)

Sistem operasi : Kontinyu

Jumlah : 1 buah

Rate Aliran Masuk = 20368,71 kg/jam

Komponen	Massa	x	ρ	volume
	kg/jam		kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam
SS	253,34	0,01	1838	0,1
CS <sub>2</sub>	41965,43	0,99	1261	33,3
total	42218,77	1,00		33,4

vol larutan = 33,4 m<sup>3</sup>/jam

ρ campuran = 1263,4 kg/m<sup>3</sup>

banyak tangki = 1 buah



$$\begin{aligned}
\text{volume larutan} &= 33,4 \text{ m}^3 \\
\text{volume larutan} &= 0,8 \text{ volume total} \\
\text{volume tangki} &= \frac{100}{80} \times 33,4 \\
&= 41,77168 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

### Menentukan Dimensi Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas datar dan tutup bawah berbentuk konis dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls / Di) = 1,5

$$\begin{aligned}
\text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H \\
&= \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5D \\
&= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times D^3 \\
&= 1,1775 \times D^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\alpha &= 90^\circ \\
\text{Volume konis} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
&= \frac{\pi \times D^3}{24 \times \tan(0,5 \times 90^\circ)} \\
&= \frac{3,14 \times D^3}{24 \times \tan(45^\circ)} \\
&= 0,1308 \times D^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= \text{volume silinder (Vs)} + \text{volume konis} \\
41,7717 &= 1,178 \times D^3 + 0,1308 \times D^3 \\
41,7717 &= 1,308 \times D^3 \\
D^3 &= 31,92821 \\
D &= 3,1724 \text{ m} = 124,899 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi silinder (Hs)} &= 1,50 \times D \\
&= 1,50 \times 3,1724 \\
&= 4,758639 \text{ m} = 187,348 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi konis (Hc)} &= \frac{D}{2 \times \tan(0,5 \alpha)} \\
&= \frac{3,1724}{2 \times \tan(45^\circ)} \\
&= 1,59 \text{ m} = 62,4493 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi bejana (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi konis} \\
&= 4,76 + 1,59 \\
&= 6,34 \text{ m} = 249,797 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume larutan dalam konis} &= \text{volume konis} \\ &= 0,1308 \times D^3 \\ &= 4,2 \text{ m}^3 = 254848 \text{ in}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{volume larutan dalam silinder} &= \text{volume larutan dalam bejana} - \text{volume larutan} \\ &\quad \text{dalam konis} \\ &= 33,42 - 4,1762 \\ &= 29,241 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam silinder} &= \frac{\text{Volume larutan dalam silinder}}{\pi/4 \times D^2} \\ &= 3,701 \text{ m} = 145,716 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi larutan dalam bejana (Hb)} &= \text{tinggi larutan dalam silinder} \\ &= 3,701 \text{ m} = 145,716 \text{ in} \end{aligned}$$

#### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned} P_{\text{Operasi}} &= 14,7 \text{ psig} \\ P_{\text{hidrostatic}} &= \rho_{\text{bahan}} \times g \times L_L \\ &= 1263,4 \times 9,8 \times 3,70 \\ &= 45824,87 \text{ N/m}^2 = 6,67 \text{ psi} \\ P_{\text{Total}} &= P_{\text{hidrostatic}} + P_{\text{Operasi}} \\ &= 6,67 + 14,7 = 21,4 \text{ psig} \\ P_{\text{desain}} &= 1,10 \times P_{\text{Total}} \\ &= 1,10 \times 21,4 \\ &= 22,5 \text{ psig} \end{aligned}$$

#### Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 240 grade M dengan spesifikasi :

type 316, grade M (SA-240) *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*

$f = 18750 \text{ psi}$  *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*

$E = 0,8$  *(Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)*  
*(double welded butt joint)*

$$C = 1/8 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{P_d \times D}{2 \times (f E - 0,6 P_d)} + C$$

dimana : *(Brownell&Young,Pers.13.1,p254)*

$t_s$  = Tebal minimum silinder, in

$P_d$  = Tekanan Design, psi

$f$  = Allowable stress maksimum, psi

$D$  = Diameter dalam silinder, in

E = Effisiensi sambungan las

C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pd \times D}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C \\ &= 0,09 + 1/8 \\ &= 0,22 \text{ in} \\ &= 4/16 \text{ in (standarisasi)} \\ &= 0,006 \text{ meter} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 90})$$

$$\begin{aligned} OD &= ID - 2 t_{\text{silinder}} \\ OD &= 125 - 2 \times 0,25 \\ OD &= 124 \text{ in} \\ &= 126 \text{ in (standarisasi)} \\ &= 3,20 \text{ meter} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91})$$

#### Menentukan ketebalan konis :

$$\begin{aligned} t_{\text{konis}} &= \frac{Pi \times D}{2(f.E + 0,4 Pi) \times \cos(0,5 \alpha)} + C \\ &= 0,133 + 0,13 \\ &= 0,26 \text{ in} \\ &= 5/16 \text{ in (standarisasi)} \\ &= 0,007938 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{Brownell, Table 5.7, p 91})$$

#### Spesifikasi Storage II :

Fungsi	:	Menampung sementara campuran SS dan CS <sub>2</sub>
Bentuk	:	Silinder dengan tutup atas datar dan dan tutup bawah berbentuk konis
Pengelasan	:	<i>Double welded butt joint</i>
Bahan	:	<i>Stainless Steel</i> type 316, grade M (SA-240)
Jumlah	:	1 buah
P <sub>design</sub>	:	22,465 psi = 1,549 bar
Kapasitas	:	41,772 m <sup>3</sup>
Diameter dalam tangki	D	: 124,899 in 3,17 m
Diameter luar tangki	Do	: 126,000 in 3,20 m
Tinggi liq dlm silinder	L <sub>L</sub>	: 145,716 in 3,70 m
Tinggi liq dlm tangki	L <sub>Ltot</sub>	: 145,716 in 3,70 m
Tinggi silinder	L <sub>S</sub>	: 187,348 in 4,76 m
Tinggi tutup bawah	L <sub>hb</sub>	: 62,449 in 1,59 m
Tinggi tangki	L <sub>T</sub>	: 249,8 in 6,34 m
Tebal silinder	t <sub>s</sub>	: 4/16 in 0,006 m
Tebal tutup atas	t <sub>ha</sub>	: 4/16 in 0,006 m
Tebal tutup bawah	t <sub>hb</sub>	: 5/16 in 0,008 m

#### **21. SS + CS<sub>2</sub> PUMP (L-311)**

Fungsi : Memompa fluida dari *storage II* menuju *Flash Drum*

Tipe : Centrifugal Pump

Kondisi Operasi :

Temperatur = 39,79 °C = 312,94 K

**Suction Pressure (P<sub>1</sub>) :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,398 psf

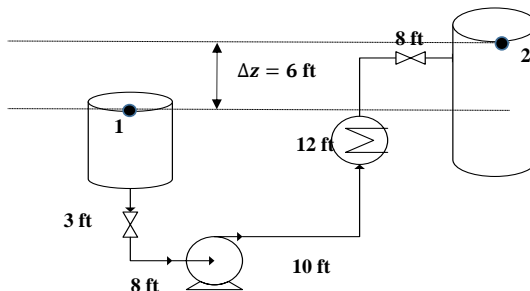
**Discharge Pressure (P<sub>2</sub>) :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 = 2297,398 psf

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa	ρ (kg/L)	Volume (L)	μ (cP)
SS	253,34	0,006	1,829	138,514	49,000
CS <sub>2</sub>	41965,43	0,994	1,261	33279,486	0,350
total	42218,77	1,000		33417,999	

**Penentuan Dimensi :**

Mass rate = 42218,8 kg/jam = 93077 lb/jam  
 Viskositas = 0,642 cp = 0,00043 lb/ft.s  
 Densitas = 1,26 kg/L = 78,87 lb/ft<sup>3</sup>  
 Flow rate = 1180,14 ft<sup>3</sup>/jam = 0,32782 ft<sup>3</sup>/s  
 Diameter optimum =  $3,9 Q^{0,45} \rho^{0,13}$  = 4,17 in  
 Diameter standar = IPS 3,5 in sch 40 (*Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003*)  
 Outside diameter = 4 in = 0,33 ft  
 Inside diameter = 3,548 in = 0,30 ft  
 Flow area = 0,0686 ft<sup>2</sup>  
 Kecepatan fluida = 4,78 ft/s = 0,03317 m/s



**Perhitungan Friksi :**

- Friksi karena adanya *sudden contraction* (tangki menuju pipa)

Perbandingan  $A_{\text{pipa}}/A_1 = 0$  Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

$$A_1 \gg A_{\text{pipa}}$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = 0,55 \left( 1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_1} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 6,28 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena pipa lurus**

Panjang pipa = 41 ft

Reynold number = 258242

Roughness ( $\epsilon$ ) = 4,6E-05 m

Diameter = 0,30 ft = 0,09 m

$\epsilon/D$  = 0,00051

Fanning factor = 0,0045 (Geankoplis 4<sup>th</sup> ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4f \frac{\Delta L}{D} \frac{v^2}{2g_c} = 0,89 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena fitting dan valve**

Jenis fitting dan valve		$K_f$	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	3
Globe valve	Wide Open	6	1
Check valve	Swing	2	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 3 K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0,80 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 2,13 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Check valve } (h_f) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = 0,71 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• **Friksi karena adanya expansion (fluida masuk ke tangki)**

Perbandingan  $A_{\text{pipa}}/A_2 = 0$  Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

$$A_{\text{pipa}} \ll A_2$$

Aliran turbulen ( $\alpha$ ) = 1

$$\text{Friction loss} = \left( 1 - \frac{A_{\text{pipa}}}{A_2} \right) \frac{v^2}{2\alpha} = 11,41 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Friksi total pompa} = 22,21 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

**Perhitungan Daya Pompa :**

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$z_1 = 3 \text{ ft}$

$z_2 = 9 \text{ ft}$

$\rho_1 = \rho_2 = 78,87 \text{ lb/ft}^3$

$v_1 = 0 \text{ ft/s}$

Mechanical Energy Balance :

$$\frac{1}{2g_c}(v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c}(z_2 - z_1) + \frac{(P_2 - P_1)}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

-  $W_s = 0,354632 + 6 + 0 + 22,21$   
-  $W_s = 28,56$   
 $W_s = -28,56 \text{ ft.lbf/lb}_m$   
Efisiensi ( $\eta$ ) = 75%  
 $W_p = 34,00 \text{ ft.lbf/lb}_m$   
Horse power = 1,598 hp

**Spesifikasi :**

Fungsi = Memompa fluida dari *storage II* menuju *Flash Drum*  
Tipe = *Centrifugal Pump*  
Kapasitas = 1180,14 ft<sup>3</sup>/jam = 33,418 m<sup>3</sup>/jam  
Tekanan masuk = 15,95 psi = 1,100 bar  
Tekanan keluar = 15,95 psi = 1,100 bar  
Bahan pipa = *Commercial Steel*  
Ukuran pipa = IPS 3,5 in sch 40  
Power pompa = 1,598 hp = 1,192 kW

**22. HEATER (E-312)**

**Fungsi** : Menaikkan temperatur campuran SS dan CS<sub>2</sub> sebelum masuk ke *flash drum*  
**Tipe** : *2-4 Shell and Tube Heat Exchanger*  
**Bahan** : *Stainless Steel, SA-376, type 316*

**Kondisi Operasi :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,50 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi

**Hot Fluid - Tube Side :**

$T_1 = 155,00 \text{ }^\circ\text{C} = 311 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 155,00 \text{ }^\circ\text{C} = 311 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $\Delta P_s = 0,003 \text{ psi} = 0,000 \text{ bar}$

**Cold Fluid - Shell Side :**

$t_1 = 39,56 \text{ }^\circ\text{C} = 103,208 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 150,00 \text{ }^\circ\text{C} = 302 \text{ }^\circ\text{F}$   
 $\Delta P_T = 0,00024 \text{ psi} = 1,6\text{E-}05 \text{ bar}$

**Desain Heat Exchanger :**

**Tube Side**

*Outside diameter* = 3/4 in = 0,02 m (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
*BWG* = 18 (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
*Inside diameter* = 0,652 in (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)

<i>Equiv. diameter</i>	=	0,73	in		(figure 28, D.Q. Kern, 1965)
<i>a</i>	=	0,1968	ft <sup>2</sup> /ft		(tabel 10, D.Q. Kern, 1965)
	=	0,06	m <sup>2</sup> /m		
<i>a'</i>	=	0,334	in <sup>2</sup>		(tabel 10, D.Q. Kern, 1965)
	=	0,0002	m <sup>2</sup>		
<i>Pitch</i>	=	0,9375	in	=	0,02 m (triangular pitch)
<i>Passes</i>	=	2			
<i>Clearance</i>	=	0,1875	in		
<i>Number of tubes</i>	=	1200			(tabel 9, D.Q. Kern, 1965)
<i>Length</i>	=	20	ft		
<b>Shell Side</b>					
<i>Inside diameter</i>	=	39	in	=	0,99 m
<i>Baffle space</i>	=	8	in	=	0,20 m
<i>Passes</i>	=	2			

**Kapasitas :**

<i>Fluida Dingin</i>	=	22247,33	kg/jam	=	49046,9 lb/jam
<i>Fluida Panas</i>	=	110072,00	kg/jam	=	242667 lb/jam

**Penentuan  $\Delta T_{LMTD}$  :**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 63 \quad ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0, \text{E}+00$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,96$$

$$\Delta T_{\text{factor}} (F_T) = 1,00 \quad (\text{figure 18, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\Delta T = 63 \quad ^\circ\text{F}$$

**Caloric Temperature :**

$$T_C = T_{\text{ave}} = 311 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_C = t_{\text{ave}} = 202,604 \quad ^\circ\text{F}$$

**Overall Heat Transfer Coefficient :**

$$R_D = 0,003 \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Trial } U_D = 150 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat (Q)} = 5\text{E}+07 \quad \text{kJ} = 4,41\text{E}+07 \quad \text{Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = 4643,11 \quad \text{ft}^2 = 668608,3 \quad \text{in}^2 = 431,4 \quad \text{m}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' L} = 1179,65 = 1200 \quad (\text{standarisasi})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 147,46 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F}$$

**Evaluasi Perpindahan Panas :**

**cold fluid : Shell Side**

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_T \times 144} = 0,22 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s} = 226370,3 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,120 cp  
(figure 15, D.Q. Kern, 1965)

$$N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 47420,3$$

$$j_H = 340$$

(figure 28, D.Q. Kern, 1965)

$$k = 0,120 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (\text{°F/ft})$$

(tabel 4, D.Q. Kern, 1965)

$$c_p = 3,59 \text{ Btu/lb.°F}$$

(figure 2, D.Q. Kern, 1965)

$$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$h_o = 1378,49 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

**Steam : Tube Side**

$$a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 1,39 \text{ ft}^2$$

$$G_T = \frac{m}{a_T} = 174371,4 \text{ lb/jam.ft}^2$$

Viskositas ( $\mu$ ) = 0,013 cp  
(figure 14, D.Q. Kern, 1965)

$$N_{Re} = \frac{G_T \times d_i}{\mu \times 2.42} = 305856$$

$$h_{i0} = 1500,0 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Tahanan panas pipa bersih :

$$U_c = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o} = 718,3 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Dirt factor :

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,0054 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

**Evaluasi Pressure Drop :****cold fluid : Shell Side**

$$N_{Re} = 47420,3$$

$$f = 0,0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(figure 29, D.Q. Kern, 1965)

Number of crosses = 60

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_s} = 0,003 \text{ psi}$$

**steam : Tube Side**

$$N_{Re} = 305856$$

$$f = 0,00016 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

(figure 26, D.Q. Kern, 1965)

$$\Delta P_t = \frac{f G_T^2 L n}{2 \times 5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s} = 0,00024 \text{ psi}$$

**23. FLASH DRUM (D - 310)**

**Fungsi** : Memisahkan SS dengan CS<sub>2</sub>

**Kapasita** : 110072 kg/jam

**Bentuk** : Tangki silinder, tutup atas dan tutup bawah standard dished head



T = 302 F		T = 302 F
P = 14,7 psia		P = 14,7 psia
w = 241486 lb/hr		W <sub>v</sub> = 132,448 lb/hr
ρ <sub>F</sub> = 1196 kg/m <sup>3</sup>		ρ <sub>v</sub> = 78,72 lb/ft <sup>3</sup>
= 74,65 lb/ft <sup>3</sup>		V <sub>v</sub> = 1,68242 ft <sup>3</sup> /hr
V <sub>F</sub> = 3234,97 ft <sup>3</sup> /hr		T = 302 F
		P = 14,7 psia
		W <sub>L</sub> = 241353,27 lb/hr
		ρ <sub>L</sub> = 1740,04 kg/m <sup>3</sup> = 108,627 lb/ft <sup>3</sup>
		V <sub>L</sub> = 2221,85 ft <sup>3</sup> /hr

$$\text{Separation factor} = (W_L/W_v) \times (\rho_v/\rho_L)^{1/2}$$

$$= 1551,29359$$

$$X = \ln(\text{Separation factor})$$

$$= 7,35$$

k<sub>v</sub> = 0,10 ft/s no mist eliminator

k<sub>v</sub> = 0,35 ft/s with mist eliminator

(Silla, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Page 292)

$$K_v = 0,1$$

$$U_v \text{ max} = K_v [(\rho_L - \rho_v)/\rho_v]^{0,5}$$

$$= 0,06 \text{ ft/s}$$

$$V_v = A \times U_v$$

$$A = 0,01 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi D^2/4$$

$$D^2 = 0,01$$

$$ID = 0,10 \text{ ft}$$

$$ID = 1,2 \text{ in}$$

Ditetapkan *residence time* (t<sub>s</sub>) = 1 menit

$$L_L \times A = V_L \times t_s$$

$$L_L = 4883,5263 \text{ ft}$$

$$L = L_L + 1,5 D + 1,5 \text{ ft}$$

$$= 4885,17 \text{ ft}$$

$$L/D = 49705,00$$

Ketinggian tutup atas (h<sub>a</sub>) dan bawah (h<sub>b</sub>) jika menggunakan *standard dished head* :

$$h_a = 0,169 \times D$$

$$= 0,02 \text{ ft}$$

$$h_a = h_b = 0,02 \text{ ft}$$

**Penentuan Tebal Shell**

$$\text{Bahan} = SA 240 \text{ Grade M (Brownell and Young, 251)}$$

$$\begin{aligned}
 f &= 18.750 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \text{ (Double welded butt joint)} \\
 C &= 3/16 \text{ in} \\
 \text{Tekanan operasi (P}_{op}\text{)} &= 14,7 \text{ psi} \\
 \text{Tekanan desain (P}_{desain}\text{)} &= 16,17 \text{ psi} \\
 \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{P \cdot ID}{2(f \cdot E - 0,6 P)} + C \\
 &= \frac{16,17 \times 1,18}{2 \times ((18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 16,17))} + 3/16 \\
 &= 0,19 \text{ in} \\
 &= 1/4 \text{ in (ukuran standart)} \\
 OD &= ID + 2 \text{ ts} \\
 &= 1,7 \text{ in} \\
 \text{Standarisasi OD} &= 54 \text{ in (Brownell and Young, Tabel 5.7, p 89)} \\
 \text{icr} &= 3 \text{ 1/4 in} \\
 r &= 54 \text{ in} \\
 \text{ID baru} &= OD - 2 \text{ t}_s \\
 &= 53,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Pentuan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) dan bawah ( $t_{hb}$ ):**

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times pi \times r}{f \times E - 0,1 \times pi} + C \\
 t_{ha} &= 0,24 \text{ in} \\
 t_{ha} &= 4/16 \text{ in} \\
 t_{hb} = t_{ha} &= 4/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Flash Drum :**

Fungsi : Memisahkan SS dengan CS<sub>2</sub>  
 Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*  
 Bahan : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)  
 P design : 16,2 psi : 1,11 bar  
 Pengelasan : *Double welded butt joint*  
 Diameter dalam tangki D : 53,5 in 1,36 m  
 Diameter luar tangki Do : 54 in 1,37 m  
 Tinggi tangki L<sub>T</sub> : 58622,1 in 1489,00 m  
 Tebal silinder ts : 4/16 in 0,006 m  
 Tebal tutup atas tha : 4/16 in 0,006 m  
 Tebal tutup bawah thb : 4/16 in 0,006 m

**24. CONDENSER (E-321)**

**Fungsi** : Menurunkan temperatur keluaran atas *Quenching Tower* dan *Flash Drum*

**Tipe** : 2 - 4 *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Bahan** : *Stainless Steel*, SA-376, type 316

**Kondisi Operasi :**

Tekanan total = Tekanan operasi

$$\begin{aligned} &= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 16,0 \text{ psi} \end{aligned}$$

**Hot Fluid - Shell Side :**

$$\begin{aligned} T_1 &= 153,95 \text{ } ^\circ\text{C} = 309,11 \text{ } ^\circ\text{F} \\ T_2 &= 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta P_S &= 0,7309 \text{ psi} = 0,05 \text{ bar} \end{aligned}$$

**Cold Fluid - Tube Side :**

$$\begin{aligned} t_1 &= 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} \\ t_2 &= 45,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 113 \text{ } ^\circ\text{F} \\ \Delta P_T &= 0,58 \text{ psi} = 0,04 \text{ bar} \end{aligned}$$

**Desain Heat Exchanger :**

**Tube Side**

$$\begin{aligned} \text{Outside diameter} &= 0,75 \text{ in} = 0,019 \text{ m} \text{ (tabel 10, D.Q. Kern, 1965)} \\ \text{BWG} &= 18 \text{ (tabel 10, D.Q. Kern, 1965)} \\ \text{Inside diameter} &= 0,652 \text{ in} \text{ (tabel 10, D.Q. Kern, 1965)} \\ \text{Equiv. diameter} &= 0,55 \text{ in} \text{ (figure 28, D.Q. Kern, 1965)} \\ a'' &= 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ (tabel 10, D.Q. Kern, 1965)} \\ &= 0,06 \text{ m}^2/\text{m} \\ a' &= 0,334 \text{ in}^2 \text{ (tabel 10, D.Q. Kern, 1965)} \\ &= 0,0002 \text{ m}^2 \\ \text{Pitch} &= 0,9375 \text{ in} = 0,024 \text{ m} \text{ (triangular pitch)} \\ \text{Passes} &= 4 \\ \text{Clearance} &= 0,1875 \text{ in} \\ \text{Number of tubes} &= 1330 \text{ (tabel 9, D.Q. Kern, 1965)} \\ \text{Length} &= 20 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Shell Side**

$$\begin{aligned} \text{Inside diameter} &= 39 \text{ in} = 0,991 \text{ m} \\ \text{Baffle space} &= 20 \text{ in} = 0,508 \text{ m} \\ \text{Passes} &= 2 \end{aligned}$$

**Kapasitas :**

$$\begin{aligned} CS_2 &= 119391,77 \text{ kg/jam} = 263139 \text{ lb/jam} \\ CW &= 812518,48 \text{ kg/jam} = 1791294 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

**Penentuan  $\Delta T_{LMTD}$  :**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 7,60$$

$$s = \frac{t_2 - t_1}{T_2 - T_1} = 0,12$$

$$\Delta = \frac{1}{T_1 - t_1} = 0,12$$

$$\Delta T \text{ factor } (F_T) = 0,97 \quad (\text{figure 18, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\Delta T = 72 \quad ^\circ\text{F}$$

**Caloric Temperature :**

$$T_C = T_{\text{ave}} = 206,555 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_c = t_{\text{ave}} = 99,5 \quad ^\circ\text{F}$$

Karena air dan CS2 dapat diasumsikan sebagai *non-viscous fluid* dan bukan *petroleum* maupun *hydrocarbon*, maka perbandingan antara  $(\mu/\mu_w)$  dapat dianggap sama dengan 1.00.

**Overall Heat Transfer Coefficient :**

$$R_D = 0,003 \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Trial } U_D = 130 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F} \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat (Q)} = 5\text{E}+07 \quad \text{kJ} = 4,83\text{E}+07 \quad \text{Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = 5131,4 \quad \text{ft}^2 = 738919,1 \quad \text{in}^2 = 476,7 \quad \text{m}^2$$

$$N_i = \frac{A}{a^n L} = 1307,03 = 1330 \quad (\text{standarisasi})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 127,75 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.^\circ\text{F}$$

**Evaluasi Perpindahan Panas :**

**CS2: Shell Side**

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_T \times 144} = 0,54 \quad \text{ft}^2$$

$$G_s = \frac{M}{a_s} = 485796 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,280 \quad \text{cp} \\ (\text{figure 15, D.Q. Kern, 1965})$$

$$N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 32859,57$$

$$j_H = 180 \\ (\text{figure 28, D.Q. Kern, 1965})$$

$$k = 0,093 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.(^\circ\text{F/ft}) \\ (\text{tabel 4, D.Q. Kern, 1965})$$

$$c_p = 0,23 \quad \text{Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ (\text{figure 2, D.Q. Kern, 1965})$$

$$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\ h_o = 433,82 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

**Water : Tube Side**

$$a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 0,77 \quad \text{ft}^2$$

$$G_T = \frac{m}{a_T} = 2322690,6 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,810 \quad \text{cp} \\ (\text{figure 14, D.Q. Kern, 1965})$$

$$N_{Re} = \frac{G_T \times d_i}{\mu \times 2.42} = 64381$$

$$h_i = 620,00 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 62,22 \quad \text{lb/ft}^3$$

$$v = \frac{G_T}{3600 \rho} = 10,37 \quad \text{ft/s}$$

$$\text{Correction factor} = 0,93$$

$$h_i = 576,60 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \left( \frac{d_i}{d_o} \right) = 501,3 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Tahanan panas pipa bersih :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 232,6 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.^\circ\text{F}$$

Dirt factor :

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,00353 \text{ hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

**Evaluasi Pressure Drop :**

<i>CS<sub>2</sub> : Shell Side</i>	<i>Water : Tube Side</i>
$N_{Re} = 32859,6$	$N_{Re} = 64381$
$f = 0,0012 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (figure 29, D.Q. Kern, 1965)	$f = 0,0002 \text{ ft}^2/\text{in}^2$ (figure 26, D.Q. Kern, 1965)
Number of crosses = 24	
$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_s} = 0,731 \text{ psi}$	$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s} = 0,2114 \text{ psi}$
	$\frac{v^2}{2g} \frac{62.5}{144} = 0,023 \text{ psi}$ (figure 27, D.Q. Kern, 1965)
	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} = 0,37 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0,58 \text{ psi}$

## 25. CS<sub>2</sub> STORAGE TANK (F-320)

**Fungsi** : Menampung CS<sub>2</sub>

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi  
Temperatur = 40,00 °C = 104 °F

Laju alir bahan = 109476,31 kg/jam  
= 241353,7 lb/jam

Densitas CS<sub>2</sub> = 1263,58 kg/m<sup>3</sup>  
= 78,8825 lb/cuft

Volume Liquid = 3059,66 cuft/jam  
= 86,6399 m<sup>3</sup>/jam

Diperkirakan tangki berisi 80% dari volume feed

Volume Tangki = 3824,58 ft<sup>3</sup> = 108,301 m<sup>3</sup>

Volume ruang kosong = 764,916 ft<sup>3</sup>

Asumsi tinggi silinder (H) 1.5 kali diameter (D)

(Kusnarjo, 2010)

Bentuk : Silinder horizontal dengan tutup samping kiri dan kanan berbentuk *hemispherical*

**Menghitung diameter tangki**

Volume total tangki = volume silinder + volume tutup atas + volume tutup bawah

Volume total tangki =  $(\pi/4 \times D^2 \times 1,5D) + 2(0.0847 \times D^3)$

$$3824,578 = 1,347 D^3$$

$$D = 14,16 \text{ ft}$$

$$D = 169,9 \text{ in} = 4,316 \text{ m}$$

**Menghitung panjang tangki**

$$L \text{ silinder} = 21,241 \text{ ft} = 6,474 \text{ m}$$

**Menghitung tinggi liquid dalam tangki**

$$\begin{aligned} V \text{ ruang kosong silinder} &= 20\% \times \text{Volume total silinder} \\ &= 20\% \times \frac{\pi \times Di^2 \times H_{\text{silinder}}}{4} \\ &= 668,71 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$V \text{ ruang kosong silinder} = (\text{Luas juring AOB} - \text{Luas segitiga AOB}) \times H_{\text{silinder}}$$

Diketahui:

$$OA = OB = OE : 0,5 \times Di = 7,08 \text{ ft}$$

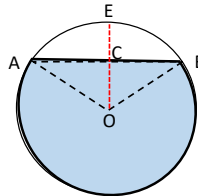
$$L_{\text{juring AOB}} = \frac{\cos^{-1} \left( \frac{OE - EC}{OE} \right)}{360} \pi \times (OE)^2$$

$$\text{Luas}_{\text{segitiga AOB}} = \frac{(AB \times CO)}{2}$$

$$\begin{aligned} CO &= OE - EC \\ &= 7,08 \text{ ft} - EC \end{aligned}$$

$$AB = 2 \times \sqrt{(OB)^2 - (CO)^2}$$

$$AB = 2 \times \sqrt{(OB)^2 - (OE - CE)^2}$$



Persamaan tersebut apabila diselesaikan secara simultan, maka menghasilkan:

$$CE = 3,540 \text{ ft}$$

$$\text{sehingga } H_{\text{liquid}} = Di - CE$$

$$H \text{ liquid} = 10,620 \text{ ft} = 127 \text{ in} = 3,24 \text{ m}$$

**Menghitung P desain**

$$P \text{ desain} = (\rho \times g / gc \times H_{\text{liq}}) / 144 + Patm$$

$$P \text{ desain} = [78.8825 \times (32.15184 / 32.174) \times 11,322] / 144 + 14.696$$

$$P \text{ desain} = 20,509835 \text{ psia}$$

**Menentukan tebal silinder**

$$ts = \frac{P \text{ desain} \times Di}{2fE - 1.2 \times P \text{ Desain}} + C$$

$$P \text{ desain} = 20,510 \text{ psia}$$

$$D = 169,928 \text{ in}$$

$$f = 18750 \text{ psia}$$

(Appendik D Brownell & Young)

$$E = 0,8 \quad (\text{tabel 13.2, B \& Y, untuk double welded butt joint})$$

$$C = 2/16 \text{ in}$$

$$ts = 0,241 \text{ in}$$

$$ts = 5/16 \text{ in} \quad (\text{standarisasi berdasarkan B \& Y tabel 5.7})$$

**Menghitung Do**

$$Do = (2 \times ts) + Di$$

Do = 170,410 in ~ Do standart = 180 in  
 Di baru = 179,375 in = 4,556 m

**Menghitung tinggi dan tebal tutup kiri dan tutup kanan**

$$tebal = \frac{0,885 \times P \times Do}{fE - 0,1 \times P} + C$$

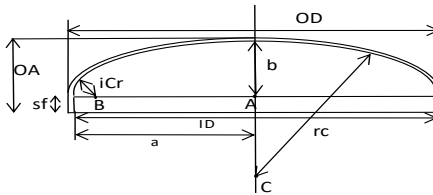
tha = thb = 5/16 in ~ 5/16 in  
 sf = 2,5 in  
 icr = 11 in  
 r = 170 in

(standarisasi berdasarkan B & Y tabel 5.6)

BC = r - icr  
 = 159 in

AB = 0,5 x Di - icr  
 = 78,7 in

b = r - (BC<sup>2</sup> - AB<sup>2</sup>)<sup>0,5</sup>  
 = 31,8 in



tinggi tutup kiri = b + sf + tha = 34,7 in = 0,88 m

tinggi tutup kanan = b + sf + tha = 34,7 in = 0,88 m

Panjang tangki total = 8,235 m

(Appendix F)

Manhole = 20 in

Cover plate thickness = 1/2 in

Bolthing flange thickness = 1/3 in

**Spesifikasi Alat :**

- Nama : CS<sub>2</sub> Storage Tank
- Fungsi : Menampung recycle CS<sub>2</sub>
- Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*
- Tipe pengelasan : *Double Welded Butt Joint*
- Bahan konstruksi : Stainless steel SA 240 grade M tipe 316
- Kapasitas : 3059,66 cuft = 86,640 m<sup>3</sup>
- Diameter luar : 4,572 m
- Diameter dalam : 4,556 m
- Tebal tangki : 0,008 m
- Tebal tutup atas : 0,008 m
- Tebal tutup bawah : 0,008 m
- Tinggi tutup atas : 0,881 m
- Tinggi tutup bawah : 0,881 m
- Panjang tangki : 8,235 m
- Jumlah : 1 unit

**26. COOLER (E-142)**

- Fungsi** : Menurunkan temperatur CS<sub>2</sub> sebelum masuk ke dalam Quenching Towe
- Tipe** : 2 - 4 Shell and Tube Heat Exchanger

**Bahan** : *Stainless Steel*, SA-376, type 316

**Kondisi Operasi :**

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,50 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi

**Hot Fluid - Shell Side :**

$T_1 = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $T_2 = 20,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 68 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $\Delta P_s = 0,9891 \text{ psi} = 0,07 \text{ bar}$

**Cold Fluid - Tube Side :**

$t_1 = 15,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 59 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $t_2 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$   
 $\Delta P_T = 2,04 \text{ psi} = 0,14 \text{ bar}$

**Desain Heat Exchanger :**

**Tube Side**

*Outside diameter* = 0,75 in = 0,019 m (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
*BWG* = 18 (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
*Inside diameter* = 0,902 in (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
*Equiv. diameter* = 0,73 in (*figure 28, D.Q. Kern, 1965*)  
 $a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$  (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
= 0,06  $\text{m}^2/\text{m}$   
 $a' = 0,334 \text{ in}^2$  (*tabel 10, D.Q. Kern, 1965*)  
= 0,0002  $\text{m}^2$   
*Pitch* = 1 in = 0,025 m (*triangular pitch*)  
*Passes* = 4  
*Clearance* = 0,25 in  
*Number of tubes* = 40 (*tabel 9, D.Q. Kern, 1965*)  
*Length* = 20 ft

**Shell Side**

*Inside diameter* = 15,25 in = 0,387 m  
*Baffle space* = 12 in = 0,305 m  
*Passes* = 4

**Kapasitas :**

$CS_2 = 11634,49 \text{ kg/jam} = 25649,6 \text{ lb/jam}$   
 $CW = 6557,39 \text{ kg/jam} = 14456,6 \text{ lb/jam}$

**Penentuan  $\Delta T_{LMTD}$  :**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 13 \text{ } ^\circ\text{F}$$
$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1,33$$



$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,60$$

$$\Delta T \text{ factor } (F_T) = 0,90 \quad (\text{figure 18, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\Delta T = 20 \quad ^\circ\text{F}$$

**Caloric Temperature :**

$$T_C = T_{\text{ave}} = 86 \quad ^\circ\text{F}$$

$$t_C = t_{\text{ave}} = 72,5 \quad ^\circ\text{F}$$

Karena air dan CS<sub>2</sub> dapat diasumsikan sebagai *non-viscous fluid* dan bukan *petroleum* maupun hydrocarbon, maka perbandingan antara ( $\mu/\mu_w$ ) dapat dianggap sama dengan 1.00.

**Overall Heat Transfer Coefficient :**

$$R_D = 0,003 \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Trial } U_D = 75 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{tabel 8, D.Q. Kern, 1965})$$

$$\text{Heat } (Q) = 2\text{E}+05 \quad \text{kJ} = 2,22\text{E}+05 \quad \text{Btu}$$

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T} = 148,0 \quad \text{ft}^2 = 21312,7 \quad \text{in}^2 = 13,8 \quad \text{m}^2$$

$$N_t = \frac{A}{a'' L} = 37,70 = 40 \quad (\text{standarisasi})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 70,68 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

**Evaluasi Perpindahan Panas :**

**CS<sub>2</sub>: Shell Side**

$$a_S = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_T \times 144} = 0,0794 \quad \text{ft}^2$$

$$G_S = \frac{M}{a_S} = 322933 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 1,900 \quad \text{cp} \quad (\text{figure 15, D.Q. Kern, 1965})$$

$$N_{Re} = \frac{G_S \times d_e}{\mu \times 2,42} = 4272,53$$

$$j_H = 130 \quad (\text{figure 28, D.Q. Kern, 1965})$$

$$k = 0,093 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F/ft} \quad (\text{tabel 4, D.Q. Kern, 1965})$$

$$c_P = 0,23 \quad \text{Btu/lb.°F} \quad (\text{figure 2, D.Q. Kern, 1965})$$

$$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_P \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 446,91 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Refrigerant : Tube Side**

$$a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 0,02 \quad \text{ft}^2$$

$$G_T = \frac{m}{a_T} = 623276,5 \quad \text{lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,970 \quad \text{cp} \quad (\text{figure 14, D.Q. Kern, 1965})$$

$$N_{Re} = \frac{G_T \times d_i}{\mu \times 2,42} = 19958$$

$$\frac{L}{ID} = 266$$

$$j_H = 45 \quad (\text{figure 28, D.Q. Kern, 1965})$$

$$k = 0,099 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F/ft} \quad (\text{tabel 4, D.Q. Kern, 1965})$$

$$c_P = 0,58 \quad \text{Btu/lb.°F} \quad (\text{figure 2, D.Q. Kern, 1965})$$

$$h_i = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_P \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$h_i = 175,46 \quad \text{Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

$$L = 266 \quad \text{ft} \quad (\text{tabel 4, D.Q. Kern, 1965})$$

$$|n_{io} = n_i \left( \frac{d_o}{d_i} \right)^{-2.11,9} \quad \text{Dewitt, 1977}$$

Tahanan panas pipa bersih :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = 143,3 \quad \text{Btu/hr.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

Dirt factor :

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} = 0,007 \quad \text{hr.ft}^2 \cdot \text{°F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

**Evaluasi Pressure Drop :**

<i>CS<sub>2</sub> : Shell Side</i>		<i>Refrigerant : Tube Side</i>	
$N_{Re}$	= 4272,53	$N_{Re}$	= 19958
f	= 0,003 ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup> (figure 29, D.Q. Kern, 1965)	f	= 0,00033 ft <sup>2</sup> /in <sup>2</sup> (figure 26, D.Q. Kern, 1965)
Number of crosses	= 79		
$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s \phi_s}$	= 0,989 psi	$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s}$	= 1,8151 psi
		$\frac{v^2}{2g' 144}$	= 0,0140 psi
			(figure 27, D.Q. Kern, 1965)
		$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'}$	= 0,22 psi
		$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$	= 2,04 psi

## 27. BELT CONVEYOR IV (J-411)

**Fungsi** : Mengangkut cake *Insoluble Sulfur* dari *Centrifuge* menuju *Rotary Dryer* untuk menghilangkan kandungan CS<sub>2</sub>

**Kondisi Operas :**

Tekanan total	= Tekanan operasi
	= 1 bar = 14,50 psi
Tekanan desain	= 1,1 x Tekanan total
	= 16,0 psi
Temperatur	= 39,57 °C = 103,226 °F

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa
IS	3708,38	0,051
SS	412,04	0,006
CS <sub>2</sub>	68253,49	0,943
total	72373,91	1,000

**Kapasitas :**

$$\text{Mass rate} = 72373,91 \quad \text{kg/jam} = 72,3739 \quad \text{ton/jam}$$

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi = Mengangkut cake *Insoluble Sulfur* dari *Centrifuge* menuju *Rotary Dryer* untuk menghilangkan kandungan CS<sub>2</sub>

Tipe = *Troughet Belt on 20° idler*

Massa jenis = 1707,35 kg/m<sup>3</sup>

$$= 106,59 \text{ lb/cuft}$$

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas maksimum} &= 4239 \text{ kg/jam} \\ &= 4,239 \text{ ton/jam} \\ &= 2,483 \text{ m}^3 \times 24 = 59,6 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dari tabel didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Lebar belt} &= 14 \text{ in} &= 0,36 \text{ m} \\ \text{Luas pengangkutan} &= 0,11 \text{ ft}^2 &= 0,01 \text{ m}^2 \\ \text{Kecepatan belt} &= 100 \text{ ft/min} &= 0,5 \text{ m/s} \\ \text{Power motor} &= 0,56 \text{ hp/100 ft} &= 0,75 \text{ kW/30 m} \\ \text{Kemiringan} &= 20^\circ \\ \text{Panjang belt} &= 393,7 \text{ in} &= 10 \text{ m} \\ \text{Bahan} &= \text{Stainless-Steel} \end{aligned}$$

(Perry, 1997)

### 28. ROTARY DRYER (B-420)

Fungsi : Mengeringkan CS<sub>2</sub> sisa

Material : *Stainless Steel*

Laju alir massa masuk rotary dryer = 4520,92 kg/jam

Komponen	Massa	x	ρ	volume
	kg/jam		kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam
IS	3708,38	0,82	1838	2,018
SS	130,00	0,03	1838	0,071
CS <sub>2</sub>	682,53	0,15	1261	0,541
Total	4520,92	1,0		2,630

$$V_{\text{total}} = 2,630 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\rho_{\text{campuran}} = 1719,03 \text{ kg/m}^3$$



$$\begin{aligned} \text{Rate stream } \langle 32 \rangle \text{ masuk} &= 4520,919 \text{ kg/jam} \\ &= 9966,908 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$= 2,630 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Rate dry air masuk} = 2193,67 \text{ kg/jam}$$

$$= 4836,204 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas ditransfer (Qt)} = 4235,80 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4014,74798 \text{ btu/jam}$$

$$= 1176,602 \text{ W}$$

G adalah mass air velocity (0.5 – 5 kg/m<sup>2</sup>.det) (Perry ed. 6, halaman 20-33)

$$G = 2 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{detik}$$

$$= 7200 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}$$

$$= 1473,35 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\text{Area of Dryer} = \frac{\text{massa total}}{G}$$

$$= \frac{6504,75}{7200}$$

$$= 0,9034 \text{ m}^2$$

$$\text{Area of Dryer} = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$0,9034 = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$D = 1,072 \text{ m} = 3,518 \text{ ft}$$

$$\frac{L}{D} = 4 \text{ s.d. } 10 \quad \text{(Perry ed. 6,halaman 20-32)}$$

L adalah panjang dryer

$$\frac{L}{D} = 8$$

$$L = 8,578 \text{ m} = 28,144 \text{ ft}$$

#### Perhitungan luas total perpindahan panas

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{(\Delta T)_1 - (\Delta T)_2}{\ln((\Delta T)_1 / (\Delta T)_2)} = 8,2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 46,81 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 281 \text{ K}$$

$$Q = U \times a \times V \times \Delta T$$

$$V = \pi \times D^2 \times L = \pi \times (1,5)^2 \times 4,514 = 7,750 \text{ m}^3$$

$$= \frac{Q}{U \times \Delta T} = \frac{1176,602}{32,128 \times 281} = 0,53955 \text{ (W/m}^3 \text{ K)}$$

$$U = 60 \times G^{0,67} = 60 \times 2210,028^{0,67} \quad \text{(Ulrich, tabel 4-10)}$$

$$= 7960,065687 \text{ (W/m}^2 \text{ K)}$$

$$a = 6,77825\text{E-}05 \text{ (m}^2 \text{/m}^3 \text{)}$$

$$\text{Luas total perpindahan panas} = a \times V = 6,8\text{E-}05 \times 7,750$$

$$= 0,00053 \text{ m}^2$$

$$= 0,00172 \text{ ft}^2$$

dimana Q = Rate perpindahan panas (W)

$$U = \text{Heat transfer coefficient (W/m}^2 \text{ K)}$$

V = Volume dryer (m<sup>3</sup>)

a = Luas kontak partikel dan gas per satuan volume dari dryer (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

ΔT = Beda suhu rata-rata antara partikel dan gas (K)

Kecepatan peripheral = 30-150 ft/menit (Perry 7<sup>th</sup>, hal 12-54)  
= 100 ft/menit

Kecepatan putar (N) =  $\frac{\text{kec. peripheral}}{\pi D}$  = 9,04 rpm

N x D = 9,04 x 3,52  
= 31,818 (memenuhi, nilai N x D antara 25-35)

### Menghitung waktu tinggal Dryer

$$\theta = \frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D} + \frac{0,6 \times B \times L \times G}{F}$$
 (20-39) (Perry ed 6 hal 20-33)

θ = waktu tinggal (menit)

L = Panjang Dryer (ft)

N = kecepatan putar (rpm)

D = Diameter Dryer (ft)

G = air mass velocity (lb/h.ft<sup>2</sup>)

F = Feed rate ke dryer (lb bahan kering/jam.ft<sup>2</sup> dryer cross section)

S = Slope (ft/ft)

B = konstanta yang berdasarkan material yang diolah dan besarnya dinyatakan dengan:

$B = 5 \times (D_p)^{0,5}$  (20-40)

D<sub>p</sub> = Diameter partikel = 5 mesh = 0,20 inch  
= 5080 μm

B = 5 x 0,014  
= 0,070

Feed Bahan Kering = 3838,38 kg/jam

= 8462,18 lb/jam

Cross section area dryer = 15% x Area Dryer

= 15% x 0,9034

= 0,14 m<sup>2</sup> = 0,013 ft<sup>2</sup>

F =  $\frac{\text{Feed Bahan Kering}}{\text{Cross section area dryer}}$   
=  $\frac{8462,178}{0,013}$   
= 672144,81 lb/jam.ft<sup>2</sup>

S = 0-8 cm/m

(Perry ed. 6, halaman 20-33)

S = 2 cm/m

= 0,02 ft/ft

$$\theta = \frac{0,23 \times 28,1}{0,02 \times 7,26 \times 3,52} + \frac{0,6 \times 0,07 \times 28,1 \times 1473}{672144,81}$$

$$= 12,68 + 0,0025967$$

$$= 12,681 \text{ menit}$$

### Perhitungan Flight

dari Perry ed.6, didapatkan:

$$\text{Tinggi Flight} = 1/12D - 1/8D$$

$$= 0,125 \times D$$

$$= 0,13 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah Flight} = 2.4D \text{ s.d. } 3D$$

$$= 3 \times D$$

$$= 3,217 = 2 \text{ buah}$$

### Menghitung Power Rotary Dryer

$$N = \text{kecepatan putar dryer} = 9,044 \text{ rpm}$$

$$d = \text{diameter inside dryer} = 3,518 \text{ ft}$$

$$D = \text{riding ring diameter}$$

$$D = d + 2$$

$$= 3,518 + 2 = 5,518 \text{ ft}$$

$$w = \text{berat bahan masuk} = 4520,92 \text{ kg}$$

$$= 9966,91 \text{ lb}$$

W = berat equipment+ berat material

Berat Equipment = berat dryer + berat flight

Bahan yang digunakan baik dryer dan flight adalah mild steel

$$\text{Densitas mild steel } (\rho) = 7850 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Permeabilitass stress mild steel } (f) = 124 \text{ N/mm}^2$$

$$\text{Tebal flight } (m) = 0,006 \text{ m}$$

$$\text{Pressure di sekitar Dryer} = 101,325 \text{ kPa} = 0,1013 \text{ N/mm}^2$$

$$\text{Design Pressure } (p) = 1,5 \times \text{Pressure di sekitar dryer}$$

$$= 1,5 \times 0,1013$$

$$= 0,152 \text{ N/mm}^2$$

Tebal Shell

$$ts = \frac{P \times D}{2 \times (f \times E - 0,6 \times P)}$$

$$= \frac{0,152 \times 1072,30}{2 \times (124 \times 0,80 + 0,6 \times 0,152)}$$

$$= 0,8205 \text{ mm}$$

dalam

10 mm karena juga diperhitungkan pengaruh faktor korosinya

$$\text{Outside Diameter (OD)} = D + 2 \times ts$$

$$= 1072,30 + 2 \times 10,0$$

$$= 1092,30 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,092 \text{ m} \\
 &= 43,004 \text{ in} = 44 \text{ in (standarisasi)} \\
 &= 1,118 \text{ m} \\
 V \text{ silinder} &= \frac{\pi \times (OD^2 - ID^2) \times L}{4} \\
 &= \frac{3,14 \times 0,10 \times 8,58}{4} \\
 &= 0,669 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Silinder} &= V \text{ silinder} \times \rho \\
 &= 0,67 \times 7850 \\
 &= 5249,0 \text{ kg} \\
 &= 11572,022 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Flight} &= \text{jumlah flight} \times \text{tinggi flight} \times \text{tebal flight} \times \text{panjang dryer} \times \\
 &\quad \text{densitas material} \\
 &= 2 \times 0,13 \times 0,006 \times 8,578 \times 7850 \\
 &= 108,31394 \text{ kg} \\
 &= 238,577 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Berat Equipment} &= \text{Berat Silinder} + \text{Berat Flight} \\
 &= 11572,022 + 238,577 \\
 &= 11810,599 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W &= \text{Berat Equipment} + w \\
 &= 11810,6 + 9966,9079 \\
 &= 21777,5 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{bhp} &= \frac{N\{(4.75 \times d \times w) + (0.1925 \times D \times W) + (0.33 \times W)\}}{100000} \\
 &= \frac{9,04 \{ (166554,2894) + (23132,596) + (7186,58) \}}{100000} \\
 &= 17,806 \text{ bhp} \\
 &= 13,354 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Dryer

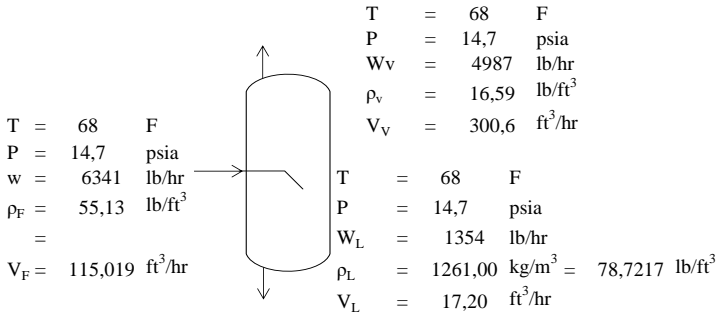
Fungsi	=	Menguapkan CS <sub>2</sub> sisa
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas	=	4520,92 kg/jam
Inside Diameter Dryer	=	1,07 m
Outside Diameter Dryer	=	1,12 m
Panjang Dryer	=	8,58 m
Kecepatan Putar Dryer	=	9,04 rpm
Waktu Tenggat	=	12,681 menit
Jumlah Flight	=	2 buah
Tinggi Flight	=	0,13 m
Tebal Flight	=	0,006 m
Power Pompa	=	13,354 kW

**29. FLASH DRUM II (D-214)**

**Fungsi** : Memisahkan CS<sub>2</sub> dengan udara

**Kapasita** : 2876,20 kg/jam

**Bentuk** : Tangki silinder, tutup atas dan tutup bawah standard dished head



$$\text{Separation factor} = (W_L/W_V) \times (\rho_V/\rho_L)^{1/2}$$

$$= 0,12468$$

$$X = \ln(\text{Separation factor})$$

$$= -2,08$$

k<sub>v</sub> = 0,10 ft/s no mist eliminator

k<sub>v</sub> = 0,35 ft/s with mist eliminator

(Silla, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Page 292)

K<sub>v</sub> = 0,1

$$U_v \text{ max} = K_v [(\rho_L - \rho_V)/\rho_V]^{0,5}$$

$$= 0,19 \text{ ft/s}$$

$$V_v = A \times U_v$$

$$A = 43,14 \text{ ft}^2$$

$$A = \pi D^2/4$$

$$D^2 = 54,96$$

$$ID = 7,41 \text{ ft}$$

$$ID = 89,0 \text{ in}$$

Ditetapkan *residence time* (t<sub>s</sub>) = 1 menit

$$L_L \times A = V_L \times t_s$$

$$L_L = 0,0066 \text{ ft}$$

$$L = L_L + 1,5 D + 1,5 \text{ ft}$$

$$= 12,63 \text{ ft}$$

$$L/D = 1,70$$

Ketinggian tutup atas (h<sub>a</sub>) dan bawah (h<sub>b</sub>) jika menggunakan *standard dished head* :



$$h_a = 0,169 \times D$$

$$= 1,25 \text{ ft}$$

$$h_a = h_b = 1,25 \text{ ft}$$

### **Penentuan Tebal Shell**

Bahan = SA 240 Grade M (Brownell and Young, 251)

f = 18.750 psi

E = 0,8 (Double welded butt joint)

C = 1/16 in

Tekanan operasi ( $P_{op}$ ) = 14,7 psi

Tekanan desain ( $P_{desain}$ ) = 16,17 psi

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{P \cdot ID}{2(f \cdot E - 0,6 P)} + C \\ &= \frac{16,17 \times 88,96}{2 \times ((18.750 \times 0,8) - (0,6 \times 16,17))} + 1/16 \\ &= 0,11 \text{ in} \\ &= 3/16 \text{ in (ukuran standart)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 \text{ ts} \\ &= 89,3 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi OD = 84 in (Brownell and Young, Tabel 5.7, p 89)

icr = 5 1/8 in

r = 84 in

ID baru = OD - 2  $t_s$

= 83,6 in

### **Penentuan tebal tutup atas ( $t_{ha}$ ) dan bawah ( $t_{hb}$ ):**

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times \pi \times r}{f \times E - 0,1 \times \pi} + C$$

$t_{ha} = 0,14 \text{ in}$

$t_{ha} = 3/16 \text{ in}$

$t_{hb} = t_{ha} = 3/16 \text{ in}$

### **Spesifikasi Flash Drum :**

Fungsi : Memisahkan CS<sub>2</sub> dengan udara

Bentuk : Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Bahan : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)

P design : 16,2 psi : 1,11 bar

Pengelasan : *Double welded butt joint*

Diameter dalam tangki D : 83,625 in 2,12 m

Diameter luar tangki Do : 84,00 in 2,13 m

Tinggi tangki L<sub>T</sub> : 151,5 in 3,85 m

Tebal silinder ts : 3/16 in 0,005 m

Tebal tutup atas tha : 3/16 in 0,005 m

Tebal tutup bawah thb : 3/16 in 0,005 m

### 30. SCREW CONVEYOR (J-431)

**Fungsi** : Mengangkut Sulfur dari *Rotary Dryer* menuju *Disk Mill*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 Temperatur = 45,00 °C = 113 °F

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa	$\rho$ (kg/L)	Volume (L)
IS	3708,38	0,966	1,827	2030,179
SS	130,00	0,034	1,827	71,171
CS2	0,00	0,000	1,261	0,000
total	3838,38	1,000		2101,350

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3838,38 kg/jam  
 Densitas = 1826,63 kg/m<sup>3</sup>  
 Kapasitas = 2,10 m<sup>3</sup>/jam = 74,21 ft<sup>3</sup>/jam

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi = Mengangkut sulfur dari *Rotary Dryer* menuju *Disk Mill*  
 Tipe = *Loading of Material in Trough Class II-80% full*  
 Kapasitas maksimum = 950 ft<sup>3</sup>/jam = 26,9 m<sup>3</sup>/jam  
 Diameter = 14 in = 0,36 m  
 Panjang = 100 ft = 30,5 m  
 Ukuran *feed* = 2 1/2 in = 0,0635 m  
 Kecepatan maksimum = 45 rpm

### 31. DISK MILL (C-430)

**Fungsi** : Memperkecil ukuran *Insoluble Sulfur* (10 mm menjadi 5 mm)

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
 = 1 bar = 14,50 psi  
 Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
 = 16,0 psi  
 Temperatur = 26,7 °C = 80,06 °F

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa
IS	3708,38	0,966
SS	130,00	0,034
CS2	0,00	0,000
total	3838,38	1,000

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3838,38 kg/jam = 3,84 ton/jam

**Perhitungan Daya** :

*Bond Postulate* :  $\frac{P}{\dot{m}} = 0.3162W_i \left( \frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right)$   
 (Warren L. Mc Cabe, 1993)

$$\begin{aligned} \dot{m} &= 3,838 \text{ ton/jam} \\ W_i &= 13 \\ D_{pa} &= 10 \text{ mm} \\ D_{pb} &= 5 \text{ mm} \\ Power &= 2,07 \text{ kW} = 2,77 \text{ hp} \end{aligned}$$

**Spesifikasi Alat :**

$$\begin{aligned} \text{Fungsi} &= \text{Memperkecil ukuran Insoluble Sulfur (10 mm menjadi 5 mm)} \\ \text{Type} &= \text{Reversible Hammer Mill model no. 505} \\ \text{Ukuran rotor} &= 30 \times 30 \text{ in} = 0,76 \times 0,76 \text{ m} \\ \text{Kecepatan mills} &= 1200 \text{ rpm} = 1200 \text{ rpm} \\ \text{Maksimum feed size} &= 2\frac{1}{2} \text{ in} = 0,06 \text{ m} \\ \text{Power} &= 2,77 \text{ hp} = 2,07 \text{ kW} \end{aligned}$$

(Perry, 1997)

**34. SCREENER II (H-432)**

**Fungsi :** Mendapatkan ukuran seragam (0,044 mm) dari serbuk *Insoluble sulfur*

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 1 \text{ bar} = 14,50 \text{ psi} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan total} \\ &= 16,0 \text{ psi} \\ \text{Temperatur} &= 55 \text{ }^\circ\text{C} = 131 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa
IS	3708,38	0,966
SS	130,00	0,034
CS2	0,00	0,000
total	3838,38	1,000

**Kapasitas :**

$$Mass \text{ rate} = 3838,38 \text{ kg/jam} = 3,83838 \text{ ton/jam}$$

**Dimensi Screener :**

Untuk ukuran 44  $\mu$ , digunakan *screener* berukuran 325 mesh :

$$\begin{aligned} \text{Diameter kawat (d)} &= 0,05 \text{ mm} = 0,00197 \text{ in} \\ \text{Luas bukaan (a)} &= 0,046 \text{ mm} = 0,00181 \text{ in} \\ \text{Desain sieve} &= 46 \text{ mikron} \end{aligned}$$

(Perry, 1997)

$$\text{Penentuan luas area screen : } A = (0,4C_t) / (C_u F_{oa} F_{s})$$

(Perry, 1997)

$$\begin{aligned} C_t &= \text{Rate aliran} \\ &= 3838,38 \text{ kg/jam} = 3,83838 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_u &= \text{Unit kapasitas} \\ &= 0,02 \text{ ton}/(\text{jam} \cdot \text{ft}^2) \end{aligned}$$

(Perry, 1997)

$$\begin{aligned} F_{oa} &= \text{Faktor luas permukaan} \\ &= 100(a/(a+d))^2 \\ &= 22,96 \end{aligned}$$

(Perry, 1997)

$$F_s = \text{Faktor slotted area} = 1 \quad (\text{Perry, 1997})$$

$$A = 3,344 \text{ ft}^2$$

- Spesifikasi Alat :**
- Fungsi = Mendapatkan ukuran seragam (0,044 mm) serbuk Insoluble Sulfur
  - Tipe = *High Speed Vibrating Screens*
  - Ukuran = 325 mesh
  - Diameter kawat = 0,00197 in = 0,00005 m
  - Luas bukaan = 0,00181 in = 0,00005 m
  - Desain *sieve* = 46 mikron
  - Luas area *screen* = 3,344 ft<sup>2</sup> = 0,3106 m<sup>2</sup>

### 33. *BUCKET ELEVATOR IV (J-433)*

**Fungsi :** Mengangkut IS dari *Screener II* menuju *Belt Conveyor IV*

- Kondisi Operasi :**
- Tekanan total = Tekanan operasi = 1 bar = 14,5 psi
  - Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total = 16,0 psi
  - Temperatur = 55 °C = 131 °F

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa	$\rho$ (kg/L)	Volume (L)
IS	3708,38	0,966	1,822	2035,301
SS	130,00	0,034	1,822	71,350
CS2	0,00	0,000	1,261	0,000
total	3838,38	1,000		2106,652

**Kapasitas :**

- Mass rate* = 3838,38 kg/jam = 3,83838 ton/jam
- Densitas Insoluble Sulfur = 1822,03 kg/m<sup>3</sup>
- Kapasitas maksimum = 2,10665 m<sup>3</sup> x 24 = 50,560 m<sup>3</sup>
- faktor kelonggaran, *f<sub>k</sub>* = 14 % (*Tabel 28-8, Perry 7th ed, 1999*)
- Untuk bucket elevator kapasitas < 14 ton/jam

**Spesifikasi Alat :**

- Fungsi = Mengangkut IS dari *Screener II* menuju *Belt Conveyor IV*
- Tipe = *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*
- Ukuran *bucket* = 6 x 4 x 4¼ in = 0.15 x 0.1 x 0.11m
- Bucket spacing* = 12 in = 0,3 m
- Kecepatan *bucket* = 225 ft/min = 1,143 m/s
- Tinggi *elevator* = 25 ft = 7,62 m
- Kecepatan Putaran = 43 rpm = 43 rpm
- Lebar *belt* = 7 in = 0,1778 m
- Bahan = *Stainless-Steel*
- Jumlah *Bucket* = 19 buah

Power = 0,555 kW

(Perry, 1997)

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P)

$P = 0,07 m^{0,63} \Delta Z$

(Timmerhaus, 2004)

Di mana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator

$m = 3838,38 \text{ kg/jam} = 1,06622 \text{ kg/s}$

maka,

P = 0,56 kW

**36. BELT CONVEYOR V (J-434)**

**Fungsi** : Mengangkut Insoluble Sulfur dari *Bucket Elevator IV* menuju *Disk Mill* untuk di-recycle

**Kondisi Operas :**

- Tekanan total = Tekanan operasi
- = 1 bar = 14,50 psi
- Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total
- = 16,0 psi
- Temperatur = 55 °C = 131 °F

Komponen	Massa (kg)	fraksi massa
IS	3708,38	0,966
SS	130,00	0,034
CS2	0,00	0,000
total	3838,38	1,000

**Kapasitas :**

*Mass rate* = 3838,38 kg/jam = 3,83838 ton/jam

**Spesifikasi Alat :**

Fungsi = Mengangkut Insoluble Sulfur dari *Bucket Elevator IV* menuju *Disk Mill* untuk di-recycle

Tipe = *Troughet Belt on 20° idler*

Massa jenis = 1822,03 kg/m<sup>3</sup>  
= 113,749 lb/cuft

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

Kapasitas maksimum = 210,7 kg/jam  
= 0,211 ton/jam  
= 0,116 m<sup>3</sup> x 24 = 2,77 m<sup>3</sup>

Dari tabel didapatkan :

- Lebar *belt* = 14 in = 0,36 m
- Luas pengangkutan = 0,11 ft<sup>2</sup> = 0,01 m<sup>2</sup>
- Kecepatan *belt* = 100 ft/min = 0,51 m/s
- Power motor* = 0,56 hp/100 ft = 0,75 kW/30 m

Kemiringan = 20° (Perry, 1997)  
 Panjang belt = 393,7 in = 10 m  
 Bahan = Stainless-Steel

**37. MIXER (M-440)**

Fungsi : Mencampur IS dan SS dengan stabilizer  
 Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan bawah berbentuk *dished head*  
 Bahan Konstruksi : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)  
 Sistem operasi : Kontinyu  
 Jumlah : 1 buah  
 Rate Aliran Masuk = 3838,38 kg/jam

Komponen	Massa	x	ρ	volume	μ
	kg/jam		kg/m <sup>3</sup>	m <sup>3</sup> /jam	kg/m.jam
IS	3708,38	0,97	1829	2,0	190
SS	130,00	0,03	1829	0,1	190
CS2	0,00	0,00	1261	0,0	1,31
Paraffinic oil	0,00	0,00	873,9	0,0	34
iodine	0,00	0,00	4933	0,E+00	0,054
total	3838,38	1,00		2,099	

vol larutan = 2,099 m<sup>3</sup>/jam  
 μ campuran = 190,2 kg/m.jam = 52,8425 cp  
 ρ campuran = 1828,8 kg/m<sup>3</sup>  
 vol larutan = 2,099 m<sup>3</sup>/mixing cycle time  
 banyak tangki = 1,0 buah  
 volume larutan = 2,099 m<sup>3</sup>  
 volume larutan = 0,8 volume total  
 volume tangki =  $\frac{100}{80} \times 2,099$   
 = 2,624 m<sup>3</sup>

**Menentukan Dimensi Tangki**

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas datar dan bawah berbentuk dishead  
 dimensi tinggi silinder / diameter bejana (Ls / Di) = 1,5

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. silinder (Vs)} &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \times Ls \\
 &= \frac{1}{4} \pi \times Di^2 \times 1,5Di \\
 &= 0,25 \times 1,5 \times 3,14 \times Di^3 \\
 &= 1,1775 \times Di^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Vol. t.atas (Vdish)} &= 0,0847 \times Di^3 \\
 \text{Volume total} &= \text{Volume silinder (Vs)} + 1 \times \text{Volume dished head (Vdish)} \\
 2,6236 &= 1,178 \times Di^3 + 1 \times 0,0847 \times Di^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
2,6236 &= 1,262 \times Di^3 \\
Di^3 &= 2,078618 \\
Di &= 1,2762 \text{ m} = 50,2448 \text{ in} \\
Di \text{ yang digunakan} &= 52,00 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{tinggi silinder (L}_s) &= 1,5 \times Di \\
&= 1,5 \times 52,00 \\
&= 78 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
V_L \text{ dlm silinder} &= V_L - V_{dish} \\
&= 2,10 - 0,0847 \times Di^3 \\
&= 2,10 - 0,17606 \\
&= 1,92 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi produk dalam silinder (L}_L) &= \frac{\text{Volume produk dalam silinder (V}_L)}{\pi/4 \times Di^2} \\
&= 1,504 \text{ m} = 59,21 \text{ in}
\end{aligned}$$

#### Menentukan Tekanan Desain ( $P_d$ )

Tekanan operasi tangki sama dengan tekanan atmosfer ditambah dengan tekanan parsial bahan

$$\begin{aligned}
P \text{ Operasi} &= 14,7 \text{ psig} \\
P \text{ hidrostatic} &= \rho \text{ larutan} \times g \times L_L \\
&= 1829 \times 9,8 \times 1,504 \\
&= 26952,98 \text{ N/m}^2 = 3,92 \text{ psi} \\
P \text{ Total} &= P \text{ hidrostatic} + P \text{ Operasi} \\
&= 3,92 + 14,7 = 18,6 \text{ psig} \\
P_{\text{desain}} &= 1,10 \times P \text{ Total} \\
&= 1,10 \times 18,6 \\
&= 19,7 \text{ psig}
\end{aligned}$$

#### Menentukan Ketebalan Silinder

Dipergunakan bahan yang terbuat dari stainless steel 240 grade M dengan spesifikasi :

type 316, grade M (SA-240) *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*

$f = 18750 \text{ psi}$  *(Appendiks D, Brownell & Young hal : 342)*

$E = 0,8$  *(Tabel 2.1, Kusnarjo, hal 14)*  
*(double welded butt joint)*

$$C = 2/16 \text{ in}$$

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f E - 0,6 Pd)} + C$$

dimana : *(Brownell&Young, Pers. 13.1, p254)*

$ts$  = Tebal minimum silinder, in

$Pd$  = Tekanan Design, psi

- f = Allowable stress maksimum, psi
- Di = Diameter dalam silinder, in
- E = Effisiensi sambungan las
- C = Tebal korosi, in

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{Pd \times Di}{2 \times (fE - 0,6 Pd)} + C \\
 &= 0,03 + \frac{2}{16} \\
 &= 0,16 \text{ in} \\
 &= \frac{3}{16} \text{ in (standarisasi)} \\
 &= 0,0048 \text{ meter}
 \end{aligned}
 \tag{Brownell, Table 5.7, p 90}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_{\text{silinder}} \\
 OD &= 52,00 + 2 \times 0,19 \\
 OD &= 52,4 \text{ in} \\
 &= 54 \text{ in (standarisasi)} \\
 &= 1,37 \text{ meter}
 \end{aligned}
 \tag{Brownell, Table 5.7, p 91}$$

**Menentukan Dimensi Tutup (dished head)**

$$\begin{aligned}
 OD &= 54 \text{ in} \\
 rc &= 54 \text{ in} \\
 icr &= 3 \frac{2}{8} \text{ in}
 \end{aligned}
 \tag{Brownell, Tabel 5.7, p 90}$$

$$\tag{Brownell, Table 5.7, p 91}$$

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times Pd \times rc}{2(f.E - 0,1Pd)} + C
 \tag{Brownell, Pers 13.12, p 258}$$

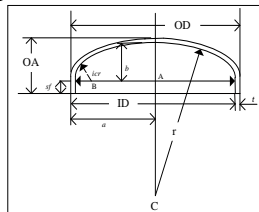
$$\begin{aligned}
 t_{\text{head}} &= 0,06 + \frac{2}{16} \\
 t_{\text{head}} &= 0,19 \text{ in} \\
 t_{\text{head}} &= \frac{4}{16} \text{ in (standarisasi)} \\
 t_{\text{head}} &= 0,006 \text{ m}
 \end{aligned}
 \tag{Brownell, Table 5.7, p 90}$$

Tinggi total = (1 x Tinggi tutup) + Tinggi silinder

$$\begin{aligned}
 L_T &= (1 \times L_h) + L_s \\
 L_h &= b + sf + th \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{untuk, Do} &= 54 \text{ in} \\
 th &= \frac{4}{16} \text{ in} \\
 sf &= 3 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 50,750 \text{ in} \\
 AB &= (Di/2 - icr) = 21,872 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= 54 - 45,795 \\
 &= 8,21 \text{ in}
 \end{aligned}$$



Gambar 2. Dimensi dari dished head  
*(Brownell, Table 5.6, p 88)*



$$\begin{aligned}
 L_h &= b + sf + th \\
 &= 8,21 + 3 + 0,25 \\
 &= 11,5 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L_T &= (1 \times L_h) + L_s \\
 &= 11,455 + 78 \\
 &= 89,455 \text{ in} \\
 &= 2,272 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan tinggi liquid dalam tangki ( $L_{Ltotal}$ )

$$\begin{aligned}
 L_{Ltotal} &= L_L + b + sf \\
 &= 59,209 + 8,21 + 3,0 \\
 &= 70,415 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Diameter Nozzle

Inlet dan outlet Nozzle sama

Assumsi aliran laminar

$$D_{i, \text{opt}} = 3,0 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18}$$

Dimana,  $D_{i, \text{opt}}$  = diameter optimum dalam pipa, in

$\mu$  = viskositas campuran, lb/ft.s

$Q_f$  = flowrate liquid, ft<sup>3</sup>/s

$$\mu = 190,233 \text{ kg/m.jam} = 0,036 \text{ lb/ft.s}$$

$$Q_f = 2,099 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,021 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1828,76 \text{ kg/m}^3 = 114,165 \text{ lbm/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
 D_{i, \text{opt}} &= 3,0 \times Q_f^{0,36} \times \mu^{0,18} \\
 &= 3 \times 0,25 \times 0,55 \\
 &= 0,41 \text{ in} \\
 &= 0,01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Dari Geankoplis App A.5.1 ditentukan :

Nominal size 0,375 in sch 80

didapat : OD = 0,675 in = 0,01715 m

ID = 0,493 in = 0,01252 m

A = 0,00133 ft<sup>2</sup> = 0,00012 m<sup>2</sup>

Cek jenis aliran :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan aliran (v)} &= \frac{Q}{A} = \frac{2,10}{0,00012} \\
 &= 17018 \text{ m/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N_{re} &= \frac{\rho D v}{\mu} \\
 &= \frac{1828,76 \times 0,01 \times 17018}{190,233} \\
 &= 2049 \text{ (memenuhi)}
 \end{aligned}$$

$Nre < 2100$ , maka asumsi awal bahwa aliran laminar benar sehingga ukuran pipa keluar pompa dipilih 0,375 in sch 40

### Pengaduk

Digunakan pengaduk berjenis *flat six blade turbine with disk*

Jumlah baffle 4 buah (*Geankoplis 4th ed, 158*)

$$\begin{aligned} Da/Dt &= 0,40 & Da &= 0,55 \text{ m} \\ W/Da &= 0,20 & W &= 0,11 \text{ m} \\ L/Da &= 0,25 & L &= 0,14 \text{ m} \\ C/Dt &= 0,33 & C &= 0,46 \text{ m} \\ Dt/J &= 12 & J &= 0,11 \text{ m} \\ N &= 90 & \text{rpm} &= 1,50 \text{ rps} \end{aligned}$$

dimana,

Da : diameter agitator

Dt : diameter tangki

W : lebar pengaduk

L : panjang daun pengaduk

C : jarak pengaduk dari dasar tangki

J : lebar baffle

N : kecepatan putar

$$Nre = \frac{Da^2 N r}{m} = 15626$$

$$Np = 6 \quad \text{(Figure 3.4-5 Geankoplis 4th edition)}$$

$$\begin{aligned} P &= Npr r N^3 Da^5 = 1841 \text{ J/s} = 1,84 \text{ kW} \\ &= 2,47 \text{ hp} \end{aligned}$$

Daya motor (Pi) :

$$h \text{ motor} = 80\% \quad \text{(Timmerhaus, p.516)}$$

$$\begin{aligned} Pi &= \frac{P}{h} = \frac{2,47}{80\%} \\ &= 3,09 \text{ hp} \\ &= 5 \text{ hp (standarisasi)} \end{aligned}$$

### Spesifikasi Mixer :

Fungsi : Mencampur Insoluble sulfur dengan stabilizer

Bentuk : Silinder dengan tutup atas datar dan bawah *standard dished head*

Pengelasan : *Double welded butt joint*

Bahan : *Stainless Steel* type 316, grade M (SA-240)

Jumlah : 1 buah

$P_{\text{design}}$  : 19,720 psi = 1,360 bar

Kapasitas : 2,624 m<sup>3</sup>

Diameter dalam tangki  $Di$  : 52,0 in 1,32 m

Diameter luar tangki  $Do$  : 54,0 in 1,37 m

Tinggi liq dlm silinder  $L_L$  : 59,2 in 1,50 m

Tinggi liq dlm tangki  $L_{\text{Ltot}}$  : 70,4 in 1,79 m

Tinggi silinder	Ls	: 78 in	1,98 m
Tinggi tutup bawah	Lhb	: 11,5 in	0,29 m
Tinggi tangki	L <sub>T</sub>	: 89,5 in	2,27 m
Tebal silinder	ts	: 0,188 in	0,005 m
Tebal tutup atas	tha	: 0,25 in	0,006 m
Tebal tutup bawah	thb	: 0,25 in	0,006 m

**Pengaduk**

Type : *flat six blade turbine with disk*

Jumlah : 1 Buah

Power : 5 hp = 3,730 kW

Diameter pengaduk Da : 0,55 m

Panjang pengaduk La : 0,14 m

Lebar pengaduk W : 0,11 m

Jarak dari dasar C : 0,46 m

Kecepatan putaran N : 90 rpm

**36. BELT CONVEYOR VI (J-451)**

**Fungsi** : Mengangkut IS dari *Mixer* menuju *Bucket Elevator V*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total	=	Tekanan operasi
	=	1 bar = 14,50 psi
Tekanan desain	=	1,1 x Tekanan total
	=	16,0 psi
Temperatur	=	55 °C = 131 °F

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3708,38 kg/jam = 3,70838 ton/jam

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi	=	Mengangkut <i>Insoluble Sulfur</i> dari <i>Mixer</i> menuju <i>Bucket Elevator V</i>
Tipe	=	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Massa jenis	=	1828,8 kg/m <sup>3</sup>
	=	114,169 lb/cuft

Berdasarkan tabel 21-7 Perry ed.7, data untuk massa jenis 100 lb/cuft, sehingga setara dengan kapasitas :

Kapasitas maksimum	=	202,8 kg/jam
	=	0,203 ton/jam
	=	1,776 m <sup>3</sup> x 24 = 42,63 m <sup>3</sup>

Dari tabel didapatkan :

Lebar <i>belt</i>	=	14 in	=	0,36 m
Luas pengangkutan	=	0,11 ft <sup>2</sup>	=	0,01 m <sup>2</sup>
Kecepatan <i>belt</i>	=	100 ft/min	=	0,5 m/s
<i>Power motor</i>	=	0,56 hp/100 ft	=	0,75 kW/30 m
Kemiringan	=	20°		
Panjang <i>belt</i>	=	393,7 in	=	10 m

(Perry, 1997)

Bahan = *Stainless-Steel*

### 37. BUCKET ELEVATOR V (J-452)

**Fungsi** : Mengangkut IS dari *Belt Conveyor V* menuju *Storage IS*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi  
Temperatur = 55 °C = 131 °F

**Kapasitas** :

*Mass rate* = 3708,38 kg/jam = 3,708 ton/jam  
Densitas Produk = 1828,8 kg/m<sup>3</sup>  
Kapasitas maksimum = 2,02782 m<sup>3</sup> x 24 = 48,668 m<sup>3</sup>  
faktor kelonggaran, fk = 12 % (*Tabel 28-8, Perry 7th ed, 1999*)  
Untuk bucket elevator kapasitas < 14 ton/jam

**Spesifikasi Alat** :

Fungsi = Mengangkut IS dari *Belt Conveyor V* menuju *Storage IS*  
Tipe = *Spaced-Bucket Centrifugal-Discharge Elevator*  
Ukuran *bucket* = 6 x 4 x 4¼ in = 0.15 x 0.1 x 0.11 m  
*Bucket spacing* = 12 in = 0,3 m  
Kecepatan *bucket* = 225 ft/min = 1,143 m/s  
Tinggi *elevator* = 25 ft = 7,62 m  
Kecepatan Putaran = 43 rpm = 43 rpm  
Lebar *belt* = 7 in = 0,1778 m  
Bahan = *Stainless-Steel*  
Jumlah *Bucket* = 19 buah  
Power = 0,5435 kW

(*Perry, 1997*)

Perhitungan daya yang dibutuhkan (P)

$$P = 0,07 m^{0,63} \Delta Z \quad (\text{Timmerhaus, 2004})$$

Di mana : P = daya (kW)

m = laju alir massa (kg/s)

$\Delta Z$  = tinggi elevator

m = 3708,38 kg/jam = 1,03011 kg/s

maka,

P = 0,54 kW

### 39. STORAGE INSOLUBLE SULFUR (F-450)

**Fungsi** : Menampung produk *Insoluble Sulfur*

**Kondisi Operasi** :

Tekanan total = Tekanan operasi  
= 1 bar = 14,5 psi  
Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total  
= 16,0 psi  
Temperatur = 55 °C = 131 °F

$$\begin{aligned}
\text{Laju alir bahan} &= 3708,38 \text{ kg/jam} \\
&= 8175,572 \text{ lb/jam} \\
\text{Densitas Produk} &= 1828,8 \text{ kg/m}^3 \\
&= 114,1652 \text{ lb/cuft} \\
\text{Volume Liquid} &= 71,61177 \text{ cuft/jam} \\
&= 2,0278 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

Ditetapkan storage dapat menampung produk selama satu minggu, sehingga

$$\begin{aligned}
\text{Kapasitas storage} &= 340,6733 \text{ m}^3 \\
&= 12030,78 \text{ cuft}
\end{aligned}$$

Diperkirakan tangki berisi 90% dari volume feed

$$\text{Volume Tangki} = 13367,5 \text{ ft}^3 = 378,528 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume ruang kosong} = 1336,75 \text{ ft}^3$$

Asumsi tinggi silinder (H) 1.5 kali diameter (D)

(Kusnarjo, 2010)

Bentuk : Silinder dengan tutup atas *flange only* dan tutup bawah berbentuk *conical* (dengan  $\alpha = 120^\circ$ )

$$\begin{aligned}
\text{Volume silinder} &= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times H_s \\
&= \frac{1}{4} \times \pi \times D^2 \times 1.5D \\
&= 1,18 \text{ D}^3
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Volume conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} \\
&= 0,08 \text{ D}^3
\end{aligned}$$

Volume tutup atas tidak dihitung karena *flange only* berbentuk *flat*.

Menghitung diameter dan tinggi tangki

$$\begin{aligned}
\text{Volume total} &= \text{Volume silinder} + \text{Volume conical} \\
13367,531 &= 1,25 \text{ D}^3 \\
D &= 22,01 \text{ ft} \\
OD &= 264,2 \text{ in} = 6,71 \text{ m} \\
\text{OD yang digunakan} &= 268 \text{ in} = 6,807 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi conical (Hc)} &= \frac{OD}{2 \text{ tg } \frac{1}{2} \alpha} = \frac{6,807}{3,46} \\
&= 1,97 \text{ m} \\
&= 77,37 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total (H)} &= \text{tinggi silinder} + \text{tinggi conical} \\
&= 10,21 + 1,97 \\
&= 12,18 \text{ m} \\
&= 479,37 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume conical} &= \frac{\pi \times D^3}{24 \operatorname{tg} \frac{1}{2} a} \\ &= \frac{\pi \times 6,81^3}{24 \operatorname{tg} (0,5 \times 120)} \\ &= 23,83 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan dalam silinder} &= \text{volume total bahan} - \text{volume conical} \\ &= 340,67 - 23,83 \\ &= 316,85 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam silinder} &= \frac{\text{volume bahan dalam silinder}}{\frac{\pi/4 \times \text{OD}^2}{x}} \\ &= \frac{316,85}{36,38} \\ &= 8,71 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bahan dalam bejana (Hb)} &= \text{tinggi bahan dalam silinder} + \text{tinggi conical} \\ &= 8,71 + 1,97 \\ &= 10,68 \text{ m} \\ &= 35,024 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung P desain

$$P \text{ desain} = (\rho \times g/gc \times H_{liq})/144 + P_{atm}$$

$$P \text{ desain} = 42,445 \text{ psia}$$

### Menentukan tebal silinder

$$\begin{aligned} \cdot \quad ts &= \frac{Pd \times OD}{2 (fE + 0,4 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, halaman 254}) \\ \cdot \quad f &= 18.750 \text{ psi} \quad (\text{High-alloy steel SA 240 grade M tipe 316}) \\ \cdot \quad E &= 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, halaman 254}) \\ \cdot \quad C &= \frac{5}{16} \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, halaman 14}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= \frac{42,44 \times 268,00}{2 \times [(15.000) + (0,4 \times 42,44)]} + \frac{5}{16} \\ &= \frac{11.375,15}{30.033,96} + \frac{5}{16} \\ &= 0,379 + 0,3125 \\ &= 0,691 \text{ in} \sim \text{standarisasi } ts = 6/8 \text{ in} \\ &= 0,0176 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2 \times ts \\ 6,81 &= \text{ID} + 2 \times 0,0176 \\ 6,81 &= \text{ID} + 0,0351 \\ \text{ID} &= 6,77 \text{ m} \end{aligned}$$

**Ketebalan Tutup Bawah (tb):**

$$\begin{aligned}
 \cdot \text{ tb} &= \frac{Pd \times OD}{2 \cos \alpha (fE + 0.4 Pd)} + C \quad (\text{Brownell \& Young, hal 259}) \\
 &= \frac{42,44 \times 268,00}{2 \cos 60^\circ \times [(15000) + (0,4 \times 42,44)]} + \frac{5}{16} \\
 &= \frac{11.375,15}{15.016,98} + \frac{5}{16} \\
 &= 0,757 + 0,3125 \\
 &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 &= 0,0272 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Spesifikasi Storage Insoluble sulfur :**

Jenis tutup atas dan bawah	=	Tutup atas jenis <i>flange only</i> dan tutup bawah jenis conical
Jenis material	=	<i>High-Alloy Steel SA 240 Grade M tipe 316</i>
Kapasitas	=	340,67 m <sup>3</sup>
Jumlah	=	1 unit
Tinggi Storage	=	12,18 m
Diameter luar	=	6,81 m
Diameter dalam	=	6,77 m
Tebal silinder	=	0,0176 m
Tebal tutup bawah	=	0,0272 m

## APPENDIKS D ANALISIS EKONOMI

Kapasitas produksi	=	38000 ton/tahun	
	=	4794,98 kg/jam	
Lama operasi	=	330 hari	
Basis	=	1 tahun	
Nilai tukar rupiah [1 US]	=	13875 rupiah (7 January 2020, 19:56)	(Webull)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2020	
Mulai konstruksi, tahun	=	2021	
Lama konstruksi	=	2 tahun	
Mulai beroperasi, tahun	=	2023	

### D.1 HARGA TANAH

Diperkirakan luas tanah dan bangunan yang diperlukan untuk pendirian pabrik adalah 10000 m<sup>2</sup>. Pabrik akan didirikan di kawasan industri Karawang, kabupaten Karawang, Jawa Barat berdasarkan berbagai macam pertimbangan meliputi ketersediaan bahan baku, sarana transportasi, ketersediaan air, listrik, dan sebagainya.

Harga tanah per m<sup>2</sup> = Rp 2.000.000,00

Harga tanah total = Rp 2.000.000,00 x 10000 (www.rumah.com)  
= **Rp 20.000.000.000**

### D.2 HARGA PERALATAN

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website *www.matche.com* dan *www.mhhe.com*, yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA*.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2021 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2022 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2023.

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

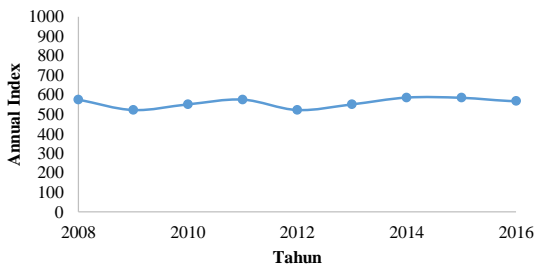
$$\text{Harga alat sekarang} = (\text{Indeks harga tahun sekarang}) / (\text{Indeks harga tahun ke-n}) \times \text{Harga alat tahun ke-n}$$



**Tabel D.1. Marshall and Swift Equipment Cost Index**

Tahun	Annual Index
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	585,8
2018	580,2
2019	586,87

(Chemical Engineering Plant Cost Index)



**Gambar D.1** Kurva Marshall and Swift Equipment Cost Index

Dengan metode *Least Square* (Petters and Timmerhauss) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan : a =  $\bar{y}$  harga rata-rata y

b =  $(\sum(x - \bar{x})(y - \bar{y})) / (\sum(x - \bar{x})^2)$  slope garis *Least Square*

**Tabel D.2** Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

Data	x	y	$x^2$	$y^2$	xy
1	2008	575,4	4032064	331085,16	1155403
2	2009	521,9	4036081	272379,61	1048497
3	2010	550,8	4040100	303380,64	1107108
4	2011	575,4	4044121	331085,16	1157129
5	2012	521,9	4048144	272379,61	1050063
6	2013	550,8	4052169	303380,64	1108760

7	2014	585,7	4056196	343044,49	1179600
8	2015	584,6	4060225	341757,16	1177969
9	2016	567,3	4064256	321829,29	1143677
10	2017	576,1	4068289	331891,21	1161994
11	2018	580,2	4072324	336632,04	1170844
12	2019	586,9	4076361	344416,40	1184891
Σ	24162	6777,0	48650330	3833261,4	13645934
n̄	2014	564,7	4054194,2	319438,45	1137161

Berdasarkan persamaan *Least Square* diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$a = \bar{y} = 564,7$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) = \sum xy - \frac{(\sum x \sum y)}{n} = 13645934 - \frac{1,64E+08}{11} = -1239988$$

$$\sum(\bar{x} - x)^2 = \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 48650330 - \frac{583802244}{11} = -4422601$$

$$y = 564,7 + 0,28(x - 2014)$$

$$y = 564,7 + 0,28x - 564,54$$

$$y = 0,28x - 0,21$$

Untuk x = 2015 maka y = 565,17

Untuk x = 2020 maka y = 566,57

Jadi *cost index* pada tahun 2020 = 566,57

## D.2.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

### Contoh Perhitungan Harga Peralatan

1 *Hammer Crusher* (C-110)

Tipe = *Reversible Hammer Mill Model No.815*

Jumlah = 1 unit

Harga tahun 2015 = \$ 268500

Harga tahun 2020 =  $\frac{\text{Indeks tahun 2020}}{\text{Indeks tahun 2015}} \times \text{Harga Alat Tahun 2015}$

$$= \frac{566,57}{565,17} \times \$ 268.500$$

$$= \$ 269.166$$

**Tabel D.3 Perkiraan Harga Peralatan Proses**

No	Kode	Nama Alat	Total	Harga \$, 2015		
				Per Unit	Total	
1	C-110	Hammer Crusher	1	268.500	268.500	\$ 269.166
2	F-111	Open Yard Sulfur	1	156.000	156.000	\$ 156.387
3	J-112	Belt Conveyor I	1	25.743	25.743	\$ 25.807
4	J-113	Bucket Elevator I	1	10.800	10.800	\$ 10.827
5	J-114	Belt Conveyor II	1	19.532	19.532	\$ 19.580
6	J-115	Bucket Elevator II	1	10.800	10.800	\$ 10.827

7	H-116	Screener I	1	15.265	15.265	\$ 15.303
8	Q-120	Sulfur Melter	1	73.350	73.350	\$ 73.532
9	J-121	Belt Conveyor III	1	25.743	25.743	\$ 25.807
10	J-122	Bucket Elevator III	1	10.800	10.800	\$ 10.827
11	F-123 A/B	Lock Hopper	2	9.800	19.600	\$ 19.649
12	V-130	Vaporizer	1	27.800	27.800	\$ 27.869
13	L-131	Soluble Sulfur Pump	1	3.585	3.585	\$ 3.594
14	D-140	Quenching Tower	1	4.306.776	4.306.776	\$ 4.317.459
15	L-141	Quenching Tower Pump	1	6.690	6.690	\$ 6.707
16	E-142	Cooler	1	21.246	21.246	\$ 21.299
17	H-210	Washer	1	781.766	781.766	\$ 783.705
18	L-211	Washer Pump I	1	6.690	6.690	\$ 6.707
19	F-212	Storage I	1	100.553	100.553	\$ 100.802
20	E-213	Condenser	1	20.908	20.908	\$ 20.960
21	D-214	Flash Drum II	1	32.332	32.332	\$ 32.412
22	L-215	Washer Pump II	1	6.690	6.690	\$ 6.707
23	D-310	Flash Drum I	1	13.793	13.793	\$ 13.827
24	L-311	SS + CS <sub>2</sub> Pump	1	3.385	3.385	\$ 3.393
25	E-312	Heater	1	240.016	240.016	\$ 240.611
26	F-320	CS <sub>2</sub> Storage	1	251.139	251.139	\$ 251.762
27	E-321	Condensor	1	180.565	180.565	\$ 181.013
28	H-410	Centrifuge	2	31.362	62.724	\$ 62.880
29	B-420	Rotary Dryer	1	95.200	95.200	\$ 95.436
30	J-421	Belt Conveyor IV	1	24.287	24.287	\$ 24.347
31	C-430	Disk Mill	1	92.100	92.100	\$ 92.328
32	J-431	Screw Conveyor	1	17.111	17.111	\$ 17.153
33	H-432	Screener II	1	16.382	16.382	\$ 16.423
34	J-433	Bucket Elevator IV	1	10.800	10.800	\$ 10.827
35	J-434	Belt Conveyor V	1	24.582	24.582	\$ 24.643
36	M-440	Mixer	1	352.500	352.500	\$ 353.374
37	F-450	Storage Insoluble Sulfur	1	657.528	657.528	\$ 659.159
38	J-451	Belt Conveyor VI	1	24.582	24.582	\$ 24.643
39	J-452	Bucket Elevator V	1	10.800	10.800	\$ 10.827
Total					7.779.412	

Maka harga peralatan proses pada tahun 2020 adalah = \$ 7.779.412  
= Rp 107.939.338.346

### D.2.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Utilitas yang dibutuhkan dalam pabrik ini antara lain adalah :

- 1 Air, yang digunakan sebagai air pendingin (*Cooling Water*), sanitasi, proses, dan air umpan boiler (*Boiler Feed Water*).
- 2 Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga penggerak pada peralatan proses serta sebagai sumber energi penerangan.
- 3 Bahan bakar, sebagai sumber energi generator dan berbagai proses pemanasan.

Untuk pabrik dengan proses *fluid-solid*, diperkirakan harga peralatan utilitas adalah sebesar 45% dari harga peralatan.

(Coulson & Richardson, 2005)

Harga peralatan utilitas = Rp 48.572.702.255

### D.2.3 Total Harga Peralatan Pabrik

Total harga peralatan pabrik = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas  
= Rp 156.512.040.601

### D.3 GAJI KARYAWAN

Penentuan Jumlah Karyawan Operasional

Kapasitas = 38000 ton/tahun  
= 115,15 ton/hari

Diketahui bahwa untuk kondisi *fluid processing* dengan kapasitas produksi dalam satu hari berkisar 115,15 ton/hari, maka diperoleh :

Jumlah *Operating Labor* = 45 pekerja x (4+1) tahapan proses  
= 225 pekerja/hari

Dalam satu hari terbagi menjadi 3 shift, sehingga pembagian pekerja sbb :

Jumlah pekerja dalam 1 shift per hari = 28,1 pekerja/shift

Jumlah pekerja dalam satu tahapan proses :

Tahapan *Pre-treatment* = 6 Pekerja  
Tahapan *Synthesa* = 8 Pekerja  
Tahapan *Separation* = 5 Pekerja  
Tahapan *Purification* = 6 Pekerja  
Total = 25 Pekerja

(Timmerhaus, 1991)

Pabrik ini terdiri atas 4 tahapan proses utama, yakni *Pre-treatment*, *Synthesis Process*, *Separation*, *Purification*

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan sebagai berikut :

**Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan Perusahaan**

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Jumlah (Rp)
1	Dewan Komisaris	32.000.000	4	128.000.000
2	Direktur Utama	80.000.000	1	80.000.000
3	Direktur Produksi	72.000.000	1	72.000.000
4	Direktur Pemasaran	72.000.000	1	72.000.000
5	Direktur Keuangan	72.000.000	1	72.000.000
6	Direktur SDM	72.000.000	1	72.000.000
7	Sekretaris	8.000.000	8	64.000.000
8	<i>Superintendent</i>			
	a. Proses	40.000.000	1	40.000.000
	b. <i>Quality Control</i>	40.000.000	1	40.000.000

9	Kepala Bagian			
	a. Promosi	40.000.000	1	40.000.000
	b. Penjualan	40.000.000	1	40.000.000
	c. Pembukuan	40.000.000	1	40.000.000
	d. Pengelolaan Dana	40.000.000	1	40.000.000
	e. Kepegawaian	40.000.000	1	40.000.000
10	Dokter	8.500.000	2	17.000.000
11	Perawat	4.000.000	4	16.000.000
12	<i>Supervisor</i>			
	a. Proses	15.000.000	12	180.000.000
	b. <i>Quality Control</i>	15.000.000	12	180.000.000
13	Karyawan			
	a. Promosi	8.000.000	12	96.000.000
	b. Penjualan	8.000.000	12	96.000.000
	c. Pembukuan	8.000.000	8	64.000.000
	d. Pengelolaan Dana	8.000.000	8	64.000.000
	e. Utilitas	8.000.000	10	80.000.000
	f. Maintenance	8.000.000	10	80.000.000
	g. Kepegawaian	8.000.000	8	64.000.000
14	Sopir	4.000.000	10	40.000.000
15	Operator	6.000.000	225	1.350.000.000
16	Karyawan Tidak Tetap	3.000.000	15	45.000.000
<b>Total</b>			372	3.212.000.000

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan = Rp 3.212.000.000  
 Biaya untuk gaji karyawan selama satu tahun = **Rp 38.544.000.000**

#### D.4 HARGA BAHAN BAKU DAN PENJUALAN PRODUK

##### D.4.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

**Tabel D.5 Perhitungan Biaya Bahan Baku**

No	Bahan Baku	Kebutuhan/Tahun (ton)	Harga (\$/ton)	Total Harga (\$)
1	Sulfur alam	30400,00	64	1.945.600
2	CS <sub>2</sub>	13192,95	250	3.298.236
3	Paraffinic oil	7600,00	50	380.000
4	Iodine	0,0016785	1.400	2
Total				5623839

(Kementerian ESDM)

Biaya penyediaan bahan baku = \$ 5.623.839  
 = **Rp 78.030.763.844**

##### D.4.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

**Tabel D.6 Perhitungan Harga Penjualan Produk**

No	Produk	Kapasitas/Tahun (ton)	Harga (\$/ton)	Total Harga (\$)
1	Insoluble Sulfur	29370,38	3.000	88.111.145

2	<i>SS Impurities</i>	0,00	500	-
Total				88.111.145

(www.ika.rwth-aachen.de)

Hasil penjualan produk = \$ 88.111.145  
= Rp 1.222.542.131.207

## D.5 ANALISIS EKONOMI

Analisis ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal sebagai berikut :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik impas (*Break Even Point, BEP*)

Sebelum melakukan analisis terhadap ketiga faktor tersebut di atas, perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

- 1 Penaksiran Modal (*Total Capital Investment, TCI*), yang meliputi :
  - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
  - b. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
- 2 Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*), yang terdiri atas:
  - a. Biaya Pembuatan (*Manufacturing Cost*)
  - b. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)
- 3 Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (BEP) dalam analisis ekonomi ini, maka perlu dilakukan penaksiran terhadap beberapa hal berikut :

- a. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)
- b. Biaya Semi Variabel (*Semi Variabel Cost, SVC*)
- c. Biaya Variabel (*Variabel Cost, VC*)

### D.5.1 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment, TCI*)

#### D.5.1.1 Modal Tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)

##### A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

Tabel D.7 Perhitungan Biaya Langsung (DC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Harga peralatan	100% E	156.512.040.601
2	Instalasi	39% E	61.039.695.834
3	Instrumentasi dan kontrol	13% E	20.346.565.278
4	Perpipaan (terpasang)	50% E	78.256.020.300
5	Listrik (terpasang)	30% E	46.953.612.180
7	Biaya asuransi	1% E	1.565.120.406
<i>Cost of Insurance &amp; Freight (CIF)</i>			<b>158.077.161.007</b>
8	Biaya angkutan ke lokasi pabrik	10% CIF	15.807.716.101
9	Bangunan dan perlengkapan	29% E	45.388.491.774
10	<i>Service</i> fasilitas dan <i>yard improvement</i>	55% E	86.081.622.331
11	Tanah	13% E	20.000.000.000
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>531.950.884.806</b>

(Timmerhaus 4th ed, page 167, 1991)

**B. Biaya Tidak Langsung (Indirect Cost, IC)**

**Tabel D.8 Perhitungan Biaya Tidak Langsung (IC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Teknik dan supervisi	32% E	50.083.852.992
2	Biaya konstruksi	34% E	53.214.093.804
3	Biaya tak terduga	36% E	56.344.334.616
4	Biaya legal	4% E	6.260.481.624
5	Biaya kontraktor	19% E	29.737.287.714
<b>Total Biaya Tidak Langsung (IC)</b>			<b>195.640.050.751</b>

(Timmerhaus, 1991)

**C. Modal Tetap (Fixed Capital Investment, FCI)**

$$\begin{aligned}
 \text{FCI} &= \text{DC} + \text{IC} \\
 &= 531.950.884.806 + 195.640.050.751 \\
 &= 727.590.935.557 \\
 \text{Modal Tetap (FCI)} &= \text{Rp } 727.590.935.557
 \end{aligned}$$

**D.5.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)**

$$\begin{aligned}
 \text{WCI} &= 15\% \text{ TCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 \text{TCI} &= \text{FCI} + 15\% \text{ TCI} \\
 85\% \text{ TCI} &= \text{FCI} \\
 85\% \text{ TCI} &= \text{Rp } 727.590.935.557 \\
 \text{TCI} &= \text{Rp } 855.989.335.950 \\
 \text{WCI} &= \text{Rp } 128.398.400.392 \\
 \text{Modal Kerja (WCI)} &= \text{Rp } 128.398.400.392
 \end{aligned}$$

**D.5.1.3 Total Investasi (Total Capital Investment, TCI)**

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= 727.590.935.557 + 128.398.400.392 \\
 &= 855.989.335.950 \\
 \text{Total Investasi (TCI)} &= \text{Rp } 855.989.335.950
 \end{aligned}$$

**Modal Investasi terbagi atas :**

$$\begin{aligned}
 1 \text{ Modal sendiri (Equity)} & 40\% \text{ TCI} = \text{Rp } 342.395.734.380 \\
 2 \text{ Modal pinjaman bank (Loan)} & 60\% \text{ TCI} = \text{Rp } 513.593.601.570
 \end{aligned}$$

**D.5.2 Penentuan Biaya produksi (Total Production Cost, TPC)**

**D.5.2.1 Biaya Pembuatan (Manufacturing Cost, MC)**

**A. Biaya Produksi Langsung (Direct Production Cost, DPC)**

**Tabel D.9 Perhitungan Biaya Produksi Langsung (DPC)**

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Bahan baku (1 tahun)		78.030.763.844
2	Tenaga kerja		38.544.000.000
3	Biaya supervisi	10% OL	3.854.400.000
4	Utilitas		48.572.702.255
5	Maintenance dan perbaikan	1,5% E	2.347.680.609
6	Operating Supplies	10% M&R	234.768.061
7	Laboratorium	10% OL	3.854.400.000
8	Produk dan royalty	5% TPC	5% TPC
<b>Total Biaya Produksi Langsung (DPC)</b>			<b>175.438.714.769</b>

$$\text{DPC} = \text{Rp } 175.438.714.769 + 5\% \text{ TPC}$$

### B. Biaya Tetap (Fixed Charge, FC)

Tabel D.10 Perhitungan Biaya Tetap (FC)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Depresiasi (peralatan, bangunan)	10% FCI	72.759.093.556
2	Pajak	4% FCI	29.103.637.422
3	Asuransi	1% FCI	5.820.727.484
4	Bunga	11% Loan	56.495.296.173
<b>Total Biaya Tetap (FC)</b>			<b>164.178.754.635</b>

$$\text{Total biaya tetap (FC)} = \text{Rp } 164.178.754.635$$

### C. Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost, POC)

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{Plant Overhead Cost (POC)} = \text{Rp } 27.837.497.492$$

### D.5.2.2 Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses, GE)

Tabel D.11 Perhitungan Pengeluaran Umum (GE)

No	Komponen	Persentase	Nilai Harga (Rp)
1	Biaya administrasi	6% TPC	33.404.996.991
2	Biaya distribusi dan penjualan	18% TPC	100.214.990.972
3	Biaya R & D	5% TPC	27.837.497.492
<b>Total Pengeluaran Umum (GE)</b>			<b>161.457.485.455</b>

$$\text{Total pengeluaran umum (GE)} = 29\% \text{ TPC}$$

$$\text{Total pengeluaran umum (GE)} = \text{Rp } 161.457.485.455$$

Dimana :

$$\text{DPC} = \text{Rp } 175.438.714.769 + 5\% \text{ TPC}$$

$$\text{FC} = \text{Rp } 164.178.754.635$$

$$\text{POC} = \underline{\hspace{10em}} + 5\% \text{ TPC} +$$



MC	=	Rp	339.617.469.405	+	10%	TPC
GE	=				29%	TPC
TPC	=	Rp	339.617.469.405	+	39%	TPC
61% TPC	=	Rp	339.617.469.405			
TPC	=	Rp	556.749.949.843			

Sehingga :

<b>Total Production Cost (TPC)</b>	=	<b>Rp</b>	<b>556.749.949.843</b>
<b>General Expenses (GE)</b>	=	<b>Rp</b>	<b>161.457.485.455</b>
<b>Manufacturing Cost (MC)</b>	=	<b>Rp</b>	<b>395.292.464.389</b>

### D.5.3 Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dilakukan dengan metode *Discounted Cash Flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi-asumsi yang digunakan antara lain sebagai berikut :

#### 1 Modal

- Modal sendiri = 40%
- Modal pinjaman = 60%

2 Bunga bank = 11% per tahun (Bank Indonesia)

3 Laju inflasi = 3,90% per tahun (Bank Indonesia)

#### 4 Masa konstruksi 2 tahun

- Tahun pertama menggunakan 50% modal sendiri dan 30% modal pinjaman
- Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan modal pinjaman

5 Pembayaran kepada kontraktor dengan modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :

- Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke (-2)) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka
- Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman

6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar 20% per tahun

7 Umur pabrik diperkirakan sebesar 10 tahun dengan depresiasi 10% per tahun

#### 8 Kapasitas produksi

Tahun I = 80%

Tahun II = 100%

#### 9 Pajak pendapatan (Pasal 17 Ayat 2 UU PPh No.17, Tahun 2012)

- Kurang dari Rp 5,000,000.00 = 5%
- Antara Rp 5,000,000.00 - Rp 250,000,000.00 = 15%
- Antara Rp 250,000,000.00 - Rp 500,000,000.00 = 25%
- Lebih dari Rp 500,000,000.00 = 30%

### D.5.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi	=	TPC	-	Depresiasi
	=	Rp		483.990.856.288

**Tabel D.12 Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, dan 100%**

No	Kapasitas	Biaya Operasi (Rp)
1	80%	387.192.685.030
2	100%	483.990.856.288

#### D.5.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi adalah tetap.

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah sebagai berikut :

**Tabel D.13 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp)	Bunga = 11%	Jumlah (Rp)
-2	30%	154.078.080.471	0	154.078.080.471
-1	70%	359.515.521.099	16.948.588.852	376.464.109.951
0			41.411.052.095	41.411.052.095
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>571.953.242.516</b>

**Tabel D.14 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi**

Masa Konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp)	Inflasi = 3.60%	Jumlah (Rp)
-2	50%	171.197.867.190	0	171.197.867.190
-1	50%	171.197.867.190	6.676.716.820	177.874.584.010
0			6.937.108.776	6.937.108.776
Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi				<b>356.009.559.977</b>

Total investasi pada akhir masa konstruksi = Modal sendiri + Modal pinjaman  
= Rp **927.962.802.493**

Perhitungan harga penjualan

Berdasarkan Sub-Appendiks D.4.2, maka untuk kapasitas produksi 100% akan didapatkan harga penjualan sebesar :

Hasil penjualan produk = Rp **1.222.542.131.207**

#### D.5.4 Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

*Internal rate of return* berdasarkan *discounted cash flow* adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal.

Cara yang dilakukan adalah *trial "i"*, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi}$$

Dimana : n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

**Tabel D.15 Trial Laju Bunga (i)**

Tahun ke-n	Cash Flow (CF)	Discounted Factor	i = 20,694%
0	(727.590.935.557)	1,00	(727.590.935.557)
1	391.376.042.348	0,83	324.271.332.749
2	503.581.300.771	0,69	345.699.087.951
3	512.389.380.706	0,57	291.435.919.847
4	521.197.460.641	0,47	245.617.647.831
5	530.005.540.576	0,39	206.943.602.848
6	538.813.620.510	0,32	174.310.874.202
7	538.813.620.510	0,27	144.423.810.796
8	538.813.620.510	0,22	119.661.135.430
9	538.813.620.510	0,18	99.144.228.736
10	538.813.620.510	0,15	82.145.118.014
		1,41	<b>1.306.061.822.847</b>

Dari perhitungan diperoleh nilai *i* sebesar **20,694% per tahun**.  
 Harga *i* yang diperoleh lebih besar daripada harga *i* untuk pinjaman modal pada bank.  
 Hal ini menunjukkan bahwa **pabrik layak didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga bank sebesar 11%**.

**D.5.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time , POT)**

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

**Tabel D.16 Cummulative Cash Flow**

Tahun ke-n	Cummulative Cash Flow (Rp)
0	(727.590.935.557)
1	(450.605.541.712)
2	(61.414.889.444)
3	336.583.842.759
4	743.390.654.896
5	1.159.005.546.969
6	1.697.819.167.479
7	2.236.632.787.989
8	2.775.446.408.500
9	3.314.260.029.010
10	3.853.073.649.520

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = Rp #####

Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 4 dan 5

Maka diperoleh waktu pengembalian modal = **4 tahun**

### D.5.6 Analisis Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

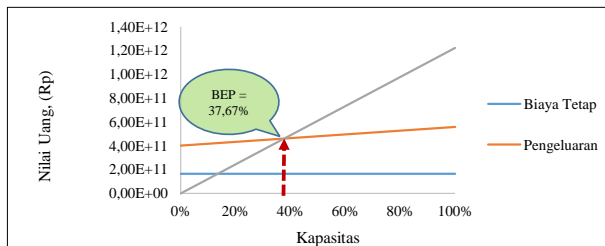
**Tabel D.17 Biaya FC, VC, SVC, dan S**

No	Keterangan	Jumlah (Rp)
1	<b>Biaya Tetap (FC)</b>	<b>164.178.754.635</b>
2	<b>Biaya Variabel (VC)</b>	
	• Bahan baku	78.030.763.844
	• Utilitas	48.572.702.255
	• <i>Royalty</i>	27.837.497.492
		<b>154.440.963.592</b>
3	<b>Biaya Semivariabel (SVC)</b>	
	• Gaji karyawan	38.544.000.000
	• Pengawasan	3.854.400.000
	• Pemeliharaan dan perbaikan	2.347.680.609
	• <i>Operating Supplies</i>	234.768.061
	• Laboratorium	3.854.400.000
	• Pengeluaran umum	161.457.485.455
	• <i>Plant Overhead Cost</i>	27.837.497.492
		<b>238.130.231.617</b>
4	<b>Total Penjualan (S)</b>	<b>1.222.542.131.207</b>

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + \text{SVC}}{\text{S} - \text{VC}} \times 100 \% \\ &= 37,67 \% \end{aligned}$$

**Tabel D.18 Data Pembuatan Grafik BEP**

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap (Rp)	164.178.754.635	164.178.754.635
Total Pengeluaran (Rp)	402.308.986.252	556.749.949.843
Total Penjualan (Rp)	0	1.222.542.131.207



**Gambar D.2 Grafik Break Even Point**

<http://rumah.mitula.co.id/rumah/tanah-banyuwangi>  
<http://www.urbanindo.com/property/254634954-lahan-untuk-pabrik-di-banyuwangi>





567300





<http://toko.ilmukimia.org/p/daftar-bahan-kimia.html>  
[http://www.answers.com/Q/What is the Density of paraffin oil](http://www.answers.com/Q/What_is_the_Density_of_paraffin_oil)

EP Rp1.144.511.367.363

5000 harga ins sulf

40% (?)  
14% (?)  
8% (?)  
20% (?)  
10% (?)  
1% FCI

18%  
20%  
2%