

PRARANCANGAN PABRIK *SULFUR RECOVERY* UNIT DENGAN KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia



Nama : Ismu Dwi Nurosyadi

NIM : 21521006

Nama : Eko Putra Sahmanto

NIM : 21521124

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL PRARANCANGAN PABRIK

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Ismu Dwi Nurosyadi

Nama : Eko Putra sahmanto

NIM : 21521006

NIM : 21521124

Yogyakarta, 1 Agustus 2025

Menyatakan bahwa seluruh hasil Prarancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan hasil karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini saya buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Tanda Tangan,
Mahasiswa 1

Tanda Tangan,
Mahasiswa 2



Ismu Dwi Nurosyadi



Eko Putra Sahnanto

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING

LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING PRARANCANGAN PABRIK SULFUR RECOVERY UNIT DENGAN KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

PRARANCANGAN PABRIK

Nama : Ismu Dwi Nurosyadi
NIM : 21521006

Nama : Eko Putra Sahmanto
NIM : 21521124

Disusun Oleh:

Yogyakarta, 1 Agustus 2025

Pembimbing,


Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

NIP : 005220101

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI
PRARANCANGAN PABRIK SULFUR RECOVERY UNIT
KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

Disusun oleh:

Nama : Ismu Dwi Nurosyadi

Nama : Eko Putra Sahmanto

NIM : 21521006

NIM : 21521124

Telah Dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Program Studi Teknik Kimia Fakultas
Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia

Yogyakarta, 9 September 2025

Tim Penguji,

Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.
Ketua Penguji



Dr. Dyah Retno Sawitri, S.T., M.Eng.
Penguji 1

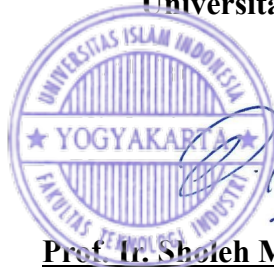


Muflih Arisa Adnan, S.T., M.Sc., Ph.D.
Penguji 2



Mengetahui:

Ketua Program Studi Teknik Kimia
Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia



Prof. Ir. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D.

NIK. 99520044

KATA PENGANTAR



Assalamualaikum Warahmatuullah Wabarakatuh

Segala puji dan syukur penulis panjatkan ke hadirat Allah SWT atas limpahan rahmat dan karunia-Nya. Berkat izin dan pertolongan-Nya, penulis dapat menyusun serta menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul “*Prarancangan Pabrik Sulfur Recovery Unit Dengan Kapasitas 28.000 Ton/Tahun.*” Tugas ini disusun sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

Dalam proses penyusunan Tugas Akhir ini, penulis menerima banyak bantuan, arahan, serta dukungan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, dengan penuh rasa hormat dan terima kasih, penulis menyampaikan apresiasi kepada:

1. Allah SWT atas segala limpahan nikmat, rahmat, serta hidayah-Nya yang senantiasa menyertai langkah penulis.
2. Kedua orang tua serta keluarga tercinta yang tak henti memberikan doa, kasih sayang, semangat, dan dukungan kepada penulis.
3. Ibu Dr. Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.
4. Bapak Prof. Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D., selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia.

5. Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing yang telah dengan sabar memberikan waktu, masukan, dan bimbingan selama proses penyusunan Tugas Akhir ini.
6. Seluruh dosen di Program Studi Sarjana Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia atas ilmu dan pembelajaran yang telah diberikan
7. Rekan-rekan seperjuangan di Teknik Kimia FTI UII yang senantiasa menjadi sumber semangat, dukungan, dan kebersamaan selama menempuh studi.

Penulis menyadari bahwa Tugas Akhir ini masih memiliki kekurangan dan jauh dari kesempurnaan. Oleh karena itu, segala bentuk kritik dan saran yang bersifat membangun sangat penulis harapkan untuk perbaikan di masa mendatang. Semoga karya ini dapat memberikan manfaat, baik bagi penulis maupun pembaca sekalian.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

Yogyakarta, 1 Agustus 2025,

Penulis

LEMBAR PERSEMBAHAN



Segala puji dan syukur saya panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala nikmat, kemudahan, dan kekuatan yang senantiasa diberikan, hingga saya mampu menyelesaikan tugas akhir pra-rancangan pabrik ini. Laporan ini menjadi penanda akhir dari perjalanan panjang selama menempuh pendidikan di Teknik Kimia, sekaligus menjadi titik awal untuk melangkah ke jenjang kehidupan yang baru.

Perjalanan ini bukanlah hal yang mudah, namun keberadaan orang-orang luar biasa di sekitar saya telah menjadi penyemangat dan penguat dalam setiap langkah. Maka, dengan penuh rasa hormat dan cinta, saya mempersembahkan karya ini kepada:

1. Untuk Ayah dan Ibu tercinta, Imron Rosyadi, S.Pt. dan Nunung Nurhayati, Amd.keb. Terima kasih tak akan pernah cukup untuk menggambarkan betapa besar peran kalian dalam setiap langkah hidupku. Ayah dan Ibu adalah dua manusia luar biasa yang selalu mendorongku untuk terus belajar, untuk mengejar pendidikan setinggi mungkin. Pah, terima kasih atas setiap peluh yang tak pernah kau keluhkan, atas kerja kerasmu yang diam-diam menjadi pijakan bagi setiap langkahku. Terima kasih telah menjadi teladan tentang bagaimana menjadi sosok laki-laki yang bertanggung jawab, yang menjunjung tinggi keluarga dalam segala keterbatasan. Mah, terima kasih atas doa-doa yang tak pernah absen, atas pelukan hangat dan kata-kata sederhana yang selalu

bisa membuat hatiku tenang. Terima kasih karena selalu percaya, karena tak pernah lelah menjadi tempatku pulang, dan karena cinta Mamah adalah kekuatan yang membuatku tetap berdiri saat dunia terasa berat. Segala yang kalian berikan dari kasih sayang, waktu, tenaga, hingga pengorbanan tidak akan pernah bisa aku balas sepenuhnya. Tapi semoga setiap langkah kecil yang aku capai ini bisa menjadi persembahan untuk cinta kalian yang begitu besar.

2. Untuk kakakku tersayang, Ilham Nurosyadi. Terima kasih telah menjadi salah satu alasan terbesarku untuk terus melangkah dan bertumbuh. Kehadiranmu tidak hanya menguatkan, tapi juga mengajarkanku tentang arti menjadi keluarga tentang bagaimana memberi tanpa pamrih, mendukung tanpa banyak bicara, dan mencintai dalam diam yang penuh makna. Dalam banyak hal, mungkin aku jarang mengungkapkan betapa berharganya dirimu bagiku. Tapi ketahuilah, di balik setiap langkahmu dan usaha yang dirimu jalani, selalu ada doa yang ku panjatkan untuk dirimu. Teruslah menjadi dirimu yang sederhana namun kuat, yang lembut tapi teguh. Dunia mungkin tak selalu mudah, tapi aku percaya, kau akan tetap melangkah dengan hati yang besar. Dan seperti semesta yang tak pernah lelah berputar, aku pun tak akan pernah lelah mendoakan dan menyertaimu dalam setiap cerita hidupku.
3. Kepada Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir. Dengan penuh hormat dan rasa terima kasih yang mendalam, penulis menyampaikan apresiasi yang sebesar-besarnya atas segala bimbingan, arahan, dan dukungan yang Bapak berikan selama proses penyusunan tugas akhir ini. Bapak tidak hanya membimbing dalam aspek akademik, tetapi juga

memberikan motivasi, dorongan, serta pandangan yang luas dan kritis yang sangat membantu dalam pengembangan pemikiran penulis. Kesabaran dan keterbukaan Bapak dalam menerima setiap konsultasi, serta kesediaan meluangkan waktu di tengah kesibukan, merupakan bentuk dedikasi yang sangat penulis hargai. Nasihat dan evaluasi yang konstruktif dari Bapak menjadi fondasi penting dalam penyempurnaan karya ini, terutama pada saat-saat penulis menghadapi tantangan dalam proses penyusunan. Penulis merasa beruntung mendapatkan kesempatan untuk dibimbing oleh seorang akademisi yang tidak hanya berkompeten dalam bidangnya, tetapi juga membimbing dengan penuh empati dan pengertian. Semoga segala kebaikan, ilmu, dan bimbingan yang telah Bapak berikan mendapat balasan terbaik dari Allah SWT, serta menjadi amal jariyah yang senantiasa mengalirkan keberkahan.

4. Ucapan terima kasih yang tulus penulis sampaikan kepada seseorang yang telah menjadi bagian penting dalam perjalanan panjang ini, sejak masa sekolah menengah hingga akhirnya mengantarkan penulis pada penyelesaian tugas akhir. Dalam setiap fase, baik yang penuh semangat maupun yang penuh keraguan, kehadirannya selalu membawa ketenangan dan semangat baru. Kalmalatus Sadiyah Astiro nama indahmu sosok yang dengan kesabaran dan ketulusannya senantiasa mendampingi telah menjadi penguat yang tak tergantikan. Melalui berbagai dinamika yang tak selalu mudah, ia tetap hadir dengan cara yang sederhana namun sangat berarti memberi ruang untuk tumbuh, mendengarkan tanpa menghakimi, dan menyemangati tanpa diminta. Terima kasih atas segala bentuk dukungan yang mungkin tak selalu terlihat,

namun sangat terasa. Untuk waktu yang ia sisihkan, untuk pengertian saat penulis disibukkan oleh proses ini, dan untuk semua doa baik yang diam-diam menguatkan. Semoga setiap kebaikan yang telah dirimu tanamkan menjadi bagian dari pencapaian ini, dan semoga langkah-langkah ke depan selalu dipenuhi keberkahan bagi penulis, dan bagi perjalanan yang telah dijalani bersama.

5. Untuk Eko Putra Sahmanto, teman seperjuangan dalam Tugas Akhir sekaligus sahabat selama masa kuliah. Terima kasih banyak sudah menjadi partner yang sabar, suportif, dan selalu bisa diajak kerja sama di tengah segala lika-liku tugas akhir ini. Dari awal kita mulai hingga akhirnya bisa menyelesaikan semuanya, aku sangat menghargai setiap proses yang kita lewati bareng. Terima kasih juga sudah jadi sosok yang selalu bisa memahami, menerima segala kekuranganku, dan tetap ada meskipun prosesnya kadang bikin stres. Senang rasanya bisa belajar dan berkembang bersama orang sebaik kamu nggak cuma sebagai rekan akademik, tapi juga sebagai teman yang bisa diandalkan. Semoga apa yang sudah kita lewati ini jadi kenangan baik dan bekal untuk melangkah ke tahap berikutnya. Sukses terus buatmu, Ko!
6. Kepada Rudin, Wahyu, Miftah, dan Satrio rekan seperjalanan yang telah menjadi bagian penting dalam proses ini. Kita datang dari latar belakang yang berbeda, dipertemukan oleh waktu dan ruang yang sama dalam perantauan, dan tumbuh bersama di tengah dinamika kehidupan kampus yang penuh tantangan. Terima kasih atas kebersamaan yang tak hanya hadir dalam tawa, tetapi juga dalam lelah dan ragu. Terima kasih telah menjadi tempat berbagi cerita,

menjadi penguat saat langkah mulai goyah, dan menjadi bagian dari ruang aman di tengah padatnya perjalanan akademik. Meskipun waktu akan terus berjalan dan arah kita mungkin perlahan menjauh, kenangan tentang kebersamaan ini akan tetap hidup sebagai bagian hangat dari perjalanan yang tidak hanya membentuk pengetahuan, tetapi juga rasa, kedewasaan, dan persaudaraan yang tidak lekang oleh jarak.

7. Terakhir, penulis ingin menyampaikan apresiasi yang tulus kepada satu sosok yang selama ini berjuang dalam diam, yang tetap melangkah meski kerap diliputi keraguan, dan yang belajar bertumbuh di tengah tantangan yang tidak selalu mudah. Ucapan terima kasih ini penulis tujukan kepada diriku sendiri Ismu Dwi Nurosyadi, anak bungsu berusia 21 tahun yang sedang menapaki perjalanan panjang sebagai mahasiswa Teknik Kimia, dengan segala jatuh bangun dan proses pendewasaan yang menyertainya. Terima kasih telah bertahan, meski banyak hal terasa berat. Terima kasih karena tidak menyerah, meskipun tidak selalu ada yang tahu seberapa keras perjuangan itu dilakukan. Terima kasih karena telah setia menjadi diri sendiri, meskipun dunia kadang menuntut sebaliknya. Dulu kamu mungkin mengira bahwa dewasa berarti bebas memilih segalanya, padahal kenyataannya ia adalah tentang tanggung jawab yang datang tanpa diminta. Kamu pikir kamu harus selalu tahu arah, padahal dewasa sering kali berarti belajar berjalan sambil meraba-raba dalam diam. Suatu hari nanti, kamu akan duduk dan menoleh ke belakang, lalu berkata pada dirimu sendiri, “Itu bukan jalan yang mudah, tapi aku berhasil melewatinya.” Maka, jangan lupakan prosesmu. Rawatlah semangatmu. Peluk

dirimu sendiri saat dunia terasa terlalu sunyi. Selamat menata masa depan, selamat mengejar mimpi dengan langkahmu sendiri. Dan di mana pun kamu berpijak nanti, semoga kamu selalu tahu: kamu sudah sejauh ini. Dan untuk itu, kamu pantas untuk merasa bangga dan berbahagia, tanpa syarat.

Ismu Dwi Nurosyadi

Teknik Kimia UII 2021

LEMBAR PERSEMBAHAN



Segala puji dan syukur saya panjatkan ke hadirat Allah SWT atas segala nikmat, kemudahan, dan kekuatan yang senantiasa diberikan, hingga saya mampu menyelesaikan tugas akhir pra-rancangan pabrik ini. Laporan ini menjadi penanda akhir dari perjalanan panjang selama menempuh pendidikan di Teknik Kimia, sekaligus menjadi titik awal untuk melangkah ke jenjang kehidupan yang baru.

Perjalanan ini bukanlah hal yang mudah, namun keberadaan orang-orang luar biasa di sekitar saya telah menjadi penyemangat dan penguat dalam setiap langkah. Maka, dengan penuh rasa hormat dan cinta, saya mempersembahkan karya ini kepada:

1. Untuk kedua orang tua saya, Bapak Eka Suasono dan Ibu Kamisah/Fatimah.
Terima kasih untuk segalanya. Untuk punggung Bapak yang tak pernah lelah menopang beban keluarga, dan untuk tangan lembut Ibu yang tak pernah letih merawat dan berdoa. Setiap tetes keringat Bapak yang jatuh bukan hanya menjadi rupiah untuk biaya kuliah, tetapi menjadi bahan bakar semangat yang selalu dinyalakan oleh doa-doa Ibu di setiap sujudnya. Dari Bapak, aku belajar tentang arti kerja keras, kejujuran, dan tanggung jawab melalui teladan yang diam. Dari Ibu, aku belajar bahwa setiap perjuangan membutuhkan ketenangan hati dan nasihat yang menjadi kompas saat aku tersesat. Kombinasi kalian berdua adalah rumah ternyaman, tempatku selalu bisa kembali dan diterima

tanpa syarat, bahkan di tengah badai keputusan sekalipun. Kalian adalah perisai dan pelindung di setiap langkahku. Aku sadar bahwa perjalanan ini tidaklah mudah dan seringkali penuh dengan keluh kesah. Maafkan untuk setiap sikap manja, egois, dan tuntutan yang mungkin sering melukai hati. Maaf jika selama ini lebih banyak merepotkan dan belum mampu memberi banyak. Tugas ini bukanlah apa-apa dibandingkan dengan semua pengorbanan kalian. Anggaplah ini sebagai sebuah gerbang kecil yang berhasil anakmu buka, sebuah bukti cinta yang sederhana. Semoga secarik kertas bertajuk Tugas akhir ini cukup untuk mengukir seulas senyum kebanggaan di wajah Bapak dan Ibu. Ini hanyalah awal, doakan langkah anakmu selanjutnya, agar senantiasa berada di jalan yang benar dan kelak bisa membalas semuanya dengan kebahagiaan yang pantas kalian dapatkan.

2. Untuk Kakak ku, Kak Sri. Terima kasih tak terhingga karena telah menjadi pemandu wisata terbaik, bukan hanya untukku, tetapi juga untuk Bapak dan Ibu. Engkaulah yang selalu tahu jalan menuju tempat makan dengan pemandangan menenangkan, pantai, atau warung soto sederhana dengan cita rasa istimewa, bahkan sejak sebelum aku disibukkan oleh Tugas Akhir ini. Setiap petualangan singkat kita di tengah proses pengerjaan skripsi ini benar-benar menjadi penyelamat. Momen-momen 'healing' itu adalah pelarian paling berharga dari rasa penat. Darimu, aku belajar lagi bahwa istirahat bukan kemewahan, melainkan kebutuhan. Terima kasih telah membukakan mataku pada keajaiban Jogja yang tak ada di peta. By the way, kapan lagi nih mancingnya.

3. Kepada Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir.
Penyelesaian tugas akhir ini tidak akan terwujud tanpa bimbingan dan dukungan luar biasa dari Bapak. Untuk itu, penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya. Terima kasih telah mendedikasikan waktu dan kesabaran Bapak, serta selalu memberikan kata “Semangat semangat” yang menjadi motivasi dan menjadi pilar penyemangat saat proses penulisan terasa berat. Kemudahan dalam proses konsultasi dan pengertian Bapak terhadap setiap kendala yang dihadapi merupakan bantuan yang tak ternilai. Semoga Allah SWT senantiasa menganugerahkan kesehatan, keberkahan, dan balasan terbaik atas setiap ilmu dan kebaikan hati yang telah Bapak curahkan.
4. Kepada Ibu Venitalitya Alethea Sari Augustia, S.T., M.Eng. Selaku Dosen Pembimbing Akademik, saya menghaturkan terima kasih yang sebesar-besarnya atas segala bentuk perhatian, dukungan, dan bimbingan yang telah Ibu berikan sejak awal perjalanan saya di bangku perkuliahan. Kesabaran Ibu dalam memberikan arahan dan nasihat akademik telah menjadi fondasi penting bagi perkembangan studi saya. Doa tulus saya panjatkan, semoga Ibu senantiasa diberikan kesehatan, kemudahan, dan keberkahan dalam setiap aktivitas.
5. Untuk saksi bisu di sudut kamar kos, Karya tulis ini kupersembahkan untuk para penghuni setia aquascapeku: Neon tetra, Otocinclus, Red cherry, seluruh klan keong tanduk yang tak pernah lelah membersihkan kaca, dan seluruh tanaman yang ada didalamnya. Terima kasih untuk setiap keindahan yang selalu kalian tampilkan. Terima kasih untuk gerakan renang kalian yang

anggun, yang jauh lebih menyenangkan daripada melihat kursor laptop yang berkedip-kedip.

6. Apresiasi yang tulus saya sampaikan kepada rekan kolaborasi dalam Tugas Akhir ini, Ismu Dwi Nurosyadi yang juga merupakan teman seperjalanan selama masa perkuliahan. Saya mengucapkan terima kasih yang mendalam atas kesabaran, dukungan, dan kontribusi positif yang telah diberikan, yang sangat fundamental bagi penyelesaian tugas ini.
7. Untuk teman terbaik, Rudin Priyanto. Rasanya halaman ini tidak akan pernah cukup untuk menuliskan semua terima kasihku untukmu. Kalau ada penghargaan untuk "Teman Paling Serba Bisa", kamu top nomor 1. Skripsi ini mungkin atas namaku, tapi di setiap lembarnya, ada jejak bantuan dan dukunganmu yang tak ternilai. Kamu adalah orang yang sama yang aku chat hanya karena bingung dengan satu paragraf, dan dengan sabar kamu menjelaskannya seolah kamu adalah dosen pembimbing keduaku. Kamu juga orang yang sama yang tiba-tiba ngasih tau info nongki di kafe ataupun info healing. Terima kasih sudah menjadi pendengar paling sabar untuk semua keluh kesahku soal tugas ini yang seolah tak berujung. Terima kasih untuk semua hal kecil yang mungkin kamu anggap sepele, tapi sangat berarti buatku. Perjalanan ini terasa jauh lebih ringan karena ada kamu. Persahabatan kita bukan lagi soal "saling bantu", tapi soal "selalu ada". Aku berdoa semoga segala kebaikan dan ketulusanmu dibalas oleh Allah SWT dengan balasan yang berlipat ganda. Segera selesaikan juga perjuanganmu, kawan. Aku akan jadi orang pertama yang mendukungmu di barisan paling depan.

8. Untuk Satrio Danu, Marinus Israldo, dan Miftah Farich. Kita yang awalnya berasal dari tempat yang berbeda, namun dipertemukan di satu tempat yang sama. Jujur, kalau ada yang tanya gimana caranya aku bisa selamat dari badai Tugas akhir ini, jawabannya sederhana: karena ada kalian. Terima kasih untuk setiap momen gila yang entah bagaimana justru menjadi penyelamat di tengah kewarasan yang hampir hilang. Terima kasih untuk setiap *“inpo ngopi/inpo healing”* yang selalu datang di saat yang tepat, yang awalnya cuma mau ganti suasana. Kita mungkin sama-sama pusing dengan skripsi masing-masing, tapi justru karena itulah kita jadi tim yang paling solid. Terima kasih, kawan-kawan. Kalian bukan sekadar teman, kalian adalah keluarga yang kupilih. Kalian luar biasa.
9. Barudakknwell. Wahyu Eko, Rifqi Permanto, Hizbullah Furqon, Encep Anwar, Lukman Aprianto, Saffanah Azka, Mella Yonata, Adyna Salsabila, Vania Anandhita, Isnaeni Wardatur, dan Aulia Okta. Terima kasih sudah menjadi 'gado-gado' dalam hidupku; isinya macam-macam, kadang bikin pusing, tapi selalu jadi favorit dan bikin kangen. Kalian adalah paket komplet sirkus berjalan yang membuat perjalanan kuliah ini tidak pernah membosankan. Ada yang jadi tim hore, tim logistik, tim penghibur saat galau, sampai tim yang ngingetin "eh, deadline!". Terima kasih sudah mau direpotkan dengan pertanyaan-pertanyaan aneh, mendengarkan curhatan yang itu-itu lagi, dan tetap ada meski kita sama-sama pusing tujuh keliling. Kalian bukan sekadar 'rumah' saat jauh dari rumah, tapi lebih mirip 'basecamp' dengan segala keributan, tawa, dan dukungannya. Kehadiran kalian juga lebih dari itu, kalian

adalah warna yang membuat lukisan masa kuliahku jadi hidup. Bersama kalian, aku belajar bahwa tumbuh dewasa itu bukan soal sendirian, tapi soal saling menopang saat lelah dan saling merayakan saat berhasil. Terima kasih untuk setiap bantuan tulus di tengah kebingunganku dan telah menjadi keluarga saat aku jauh dari keluarga. Kalian adalah salah satu bagian terbaik dari gelar yang kuperjuangkan ini. Perjalanan ini tidak akan sama tanpa kalian. Terima kasih sudah tumbuh bersama!

10. Yang terakhir. Akhirnya, kita sampai di garis finish ini. Sebuah perjalanan sunyi yang hanya kita berdua yang tahu seberapa terjalnya. Terima kasih. Terima kasih untuk tidak pernah benar-benar menyerah, bahkan saat malam terasa paling panjang dan kepala terasa paling buntu. Terima kasih telah menjadi pemandu sorak, kritikus, sekaligus teman terbaik bagi dirimu sendiri. Sebagai seorang introvert dan juga anak tunggal, kamu tahu betul bahwa peperangan terbesar seringkali terjadi di dalam kepala, tanpa penonton dan tanpa tepuk tangan. Kamu yang menenangkan diri saat panik, kamu juga yang memaksa diri untuk terus maju saat lelah. Aku melihat semuanya. Setiap kegiatan yang menjadi saksi bisu, setiap keraguan yang berhasil kamu taklukkan, dan setiap keberanian kecil di pagi hari untuk kembali membuka lembaran yang sama. Kamu mengubah kesendirian menjadi arena untuk fokus, dan mengubah kesunyian menjadi ruang untuk berpikir lebih dalam. Kamu membuktikan bahwa semangat tidak harus datang dari keramaian; kamu menemukannya di dalam dirimu sendiri. Dan kini, beberapa hari sebelum usiamu genap 22 tahun pada 24 Agustus nanti, anggaplah karya ini sebagai

sebuah hadiah. Hadiah yang bisa kamu anggap terindah untuk dirimu yang telah berjuang begitu keras. Ini bukan sekadar tumpukan kertas bertajuk Tugas akhir. Ini adalah monumen dari ribuan dialog internal yang tak terdengar oleh siapa pun. Sebuah deklarasi kemenanganmu atas dirimu sendiri. Beristirahatlah sejenak. Kamu telah bekerja dengan sangat baik. Selamat ulang tahun lebih awal, Putra. Kamu sangat pantas merayakan ini.

Eko Putra Sahmanto

Teknik Kimia UII 2021

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	i
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR.....	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
DAFTAR ISI.....	xix
DAFTAR TABEL	xxiii
DAFTAR GAMBAR	xxvi
DAFTAR LAMBANG	xxvii
ABSTRAK	xxix
ABSTRACT	xxx
BAB I. PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik.....	3
1.2.1 <i>Supply</i>	4
1.2.2 <i>Demand</i>	6
1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku.....	8
1.3 Tinjauan Pustaka	10
1.3.1 <i>Procces Claus</i>	10
1.3.2 <i>SuperClaus</i>	12
1.3.3 <i>EuroClaus</i>	13
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika	17
1.4.1 Tinjauan Kinetika.....	17
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	17
BAB II. PERANCANGAN PRODUK.....	21

2.1 Spesifik Produk	21
2.1.1 Sulfur	21
2.1.2 Asam Sulfat (H_2SO_4)	22
2.2 Spesifik Bahan Baku dan Bahan Pendukung.....	23
2.2.1 Hidrogen Sulfida (H_2S).....	23
2.2.2 Sulfur Dioksida (SO_2)	24
2.2.3 Oksigen (O_2)	25
2.2.4 Nitrogen (N_2).....	26
2.2.5 Air (H_2O).....	26
2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu.....	27
2.3.1 Aluminium Oksida (Al_2O_3).....	27
2.4 Pengendalian Kualitas	30
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku	30
2.4.2 Pengendalian Proses Produksi	31
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk	32
BAB III. PERANCANGAN PROSES.....	34
3.1 Diagram alir proses.....	34
3.1.1 Diagram alir kualitatif.....	34
3.1.2 Diagram alir kuantitatif.....	35
3.2 Uraian Proses	36
3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku.....	36
3.2.2 Tahap Reaksi.....	36
3.3 Spesifikasi Alat	38
3.3.1 Alat Tangki Penyimpanan.....	46
3.3.2 Alat Transportasi Bahan.....	47
3.3.3 Alat Penukar Panas	53
3.4 Neraca Massa.....	63
3.5 Neraca Panas	68
BAB IV. PERANCANGAN PABRIK.....	79

4.1 Lokasi Pabrik	79
4.1.1 Keterjangkauan Bahan Baku	79
4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran Produk Energi dan Sumber Daya	79
4.1.3 Ketersediaan Tenaga Kerja	80
4.1.4 Kondisi Geografis dan Sosial	80
4.2 Tata Letak Pabrik (<i>Plant Layout</i>)	82
4.2.1 Area Administrasi, Laboratorium, dan Fasilitas Pendukung	82
4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol	83
4.2.3 Area Penyimpanan, Bengkel, dan Garasi	83
4.2.4 Area Utilitas dan <i>Power Station</i>	83
4.2.5 Area Pengolahan Limbah	83
4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses (<i>Machine Layout</i>)	85
4.3.1 Aliran Bahan baku Produk	86
4.3.2 Aliran Udara	86
4.3.3 Pencahayaan	86
4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan	86
4.3.5 Jarak antar Alat Proses	87
4.4 Struktur Organisasi	87
4.4.1 Tugas dan Wewenang	89
4.4.2 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan	93
BAB V. UTILITAS	102
5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air	103
5.1.1 Kebutuhan Air	103
5.1.2 Unit Pengolahan Air	110
5.1.3 Spesifikasi Alat Utilitas	122
5.2. Unit Pembangkit Listrik	140
5.3. Unit Penyedia Udara Tekan	145
5.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	147
5.5. Pengolahan Limbah	147
5.6. Unit Penyedia Dowtherm A	149

BAB VI. EVALUASI EKONOMI.....	151
6.1. Penaksiran Harga Alat	152
6.2. Analisis Kelayakan.....	155
6.2.1 Dasar Perhitungan.....	155
6.2.2 Perhitungan Biaya.....	155
6.2.3 Manufacturing Cost	156
6.3. Hasil Perhitungan	159
6.5. Hasil Kelayakan Ekonomi.....	164
6.6. Analisa Kelayakan	166
BAB VII. KESIMPULAN DAN SARAN	168
7.1 Kesimpulan.....	168
7.2 Saran	169
DAFTAR PUSTAKA.....	171
LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR.....	174
LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM.....	236
LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN	238

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Impor Sulfur di Indonesia	4
Tabel 1. 2 Data Kapasitas Perusahaan Sulfur di Indonesia	5
Tabel 1. 3 Data Ekspor Sulfur di Indonesia	6
Tabel 1. 4 Data Konsumsi Sulfur di Indonesia	7
Tabel 1. 5 Parameter Proses sulfur recovery unit.....	15
Tabel 1. 6 Data entalpi pembentukan standar senyawa.....	18
Tabel 2. 1 Analisis Resiko Proses	28
Tabel 3. 1 Tabel Spesifikasi Separator	43
Tabel 3. 2 Spesifikasi Absorber.....	44
Tabel 3. 3 Spesifikasi Stripper	45
Tabel 3. 4 Spesifikasi tempat penyimpanan produk	46
Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas	47
Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan).....	48
Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan).....	49
Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan).....	50
Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair.....	51
Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	52
Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	53
Tabel 3. 12 Spesifikasi Heat Exchanger.....	53
Tabel 3. 13 Spesifikasi Heat Exchanger (lanjutan)	55
Tabel 3. 14 Spesifikasi Heat Exchanger (lanjutan)	56
Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler	56
Tabel 3. 16 Spesifikasi Cooler (lanjutan).....	58
Tabel 3. 17 Spesifikasi Condensor	59
Tabel 3. 18 Spesifikasi Condensor	60
Tabel 3. 19 Spesifikasi Reboiler.....	61
Tabel 3. 20 Spesifikasi Waste Heat Boiler	62
Tabel 3. 21 Neraca Massa Total	63
Tabel 3. 22 Neraca Massa di Furnace	64
Tabel 3. 23 Neraca Massa di Separator 1	64
Tabel 3. 24 Neraca Massa di Reaktor 1.....	65
Tabel 3. 25 Neraca Massa di Separator 2	65
Tabel 3. 26 Neraca Massa di Reaktor 2.....	66
Tabel 3. 27 Neraca Massa di Separator 3	67
Tabel 3. 28 Neraca Massa di Absorber 1.....	67
Tabel 3. 29 Neraca Massa di Absorber 2.....	68
Tabel 3. 30 Neraca Massa di Stripper	68
Tabel 3. 31 Neraca Panas di Heat Exchanger 01	69
Tabel 3. 32 Neraca Panas di Heat Exchanger 02	69
Tabel 3. 34 Neraca Panas WHB	70

Tabel 3. 35 Neraca Panas di Condesor	71
Tabel 3. 36 Neraca panas di Separator	71
Tabel 3. 37 Neraca Panas di Heat Exchanger 01	72
Tabel 3. 38 Neraca Panas di Reaktor 01	72
Tabel 3. 39 Neraca Panas di Condensor 02	73
Tabel 3. 40 Neraca Panas di Separator 02	73
Tabel 3. 41 Neraca Panas di Heat Exchanger 04	74
Tabel 3. 42 Neraca Panas di Reaktor 2	74
Tabel 3. 43 Neraca Panas di Condensor 3	75
Tabel 3. 44 Neraca Panas di Separator 3	75
Tabel 3. 45 Neraca Panas di Cooler 1	76
Tabel 3. 46 Neraca Panas di Absorber 1	76
Tabel 3. 47 Neraca Panas di cooler 2	77
Tabel 3. 48 Neraca Panas di Absorber 2	77
Tabel 3. 49 Neraca Panas di Heat Exchanger 5	77
Tabel 3. 50 Neraca panas di Reboiler 1	78
Tabel 3. 51 Neraca Panas Stripper	78
Tabel 3. 52 Neraca Panas Cooler 3	78
Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik	84
Tabel 4. 2 Sistem kerja Karyawan	96
Tabel 4. 3 Jadwal shift Karyawan	97
Tabel 4. 4 Jumlah Gaji dan Karyawan	99
Tabel 5. 1 Kebutuhan air umum pabrik	105
Tabel 5. 2 Kebutuhan air pendingin	106
Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler	107
Tabel 5. 4 Jumlah Steam yang dihasilkan	108
Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Proses	109
Tabel 5. 6 Total kebutuhan air utilitas	109
Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat penyimpanan	134
Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan cair	135
Tabel 5. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	136
Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	137
Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	138
Tabel 5. 12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)	139
Tabel 5. 13 Spesifikasi teknis generator	141
Tabel 5. 14 Kebutuhan listrik alat proses	142
Tabel 5. 15 Kebutuhan listrik alat utilitas	143
Tabel 5. 16 Kebutuhan listrik total	144
Tabel 5. 17 Spesifikasi kompresor udara tekan	146
Tabel 5. 18 Spesifikasi tangki silika	146
Tabel 5. 19 Spesifikasi tangki udara tekan	146
Tabel 5. 20 Total konsumsi bahan bakar	147
Tabel 5. 21 Sumber Limbah Pabrik	148

Tabel 5. 22 Nilai Ambang Batas (NAB)	149
Tabel 5. 24 Kebutuhan Dowtherm di Reaktor	150
Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat.....	153
Tabel 6. 2 Physical Plant Cost (PPC).....	159
Tabel 6. 3 Direct Plant Cost (DPC).....	160
Tabel 6. 4 Fixed Capital Investment (FCI).....	160
Tabel 6. 5 Direct Manufacturing Cost (DMC).....	160
Tabel 6. 6 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	161
Tabel 6. 7 Fixed Manufacturing Cost (FMC).....	161
Tabel 6. 8 Manufacturing Cost (MC).....	162
Tabel 6. 9 Working Capital (WC)	162
Tabel 6. 10 General Expense (GE).....	162
Tabel 6. 11 Total Production Cost (TPC)	163
Tabel 6. 12 Fixed Cost (Fa).....	163
Tabel 6. 13 Variable Cost (Va)	163
Tabel 6. 14 Regulated Cost (Ra)	164

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Grafik ekspor Sulfur Indonesia	6
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif	34
Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif	35
Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif	33
Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian pabrik	81
Gambar 4. 2 Tata Letak Bangunan Pabrik dengan Skala 1:1000	85
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses dengan Skala 1:1000	87
Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik	88
Gambar 5. 1 Diagram unit pengolahan air	120
Gambar 6. 1 Grafik Regresi Linier dari Indeks Harga Alat	154
Gambar 6. 2 Grafik BEP dan SDP	166

DAFTAR LAMBANG

A	=	Luas permukaan
BM	=	Berat Molekul
C _p	=	Kapasitas panas spesifik tekanan konstan
C _v	=	Kapasitas panas spesifik volume konstan
D _p	=	Diameter partikel atau pipa
E _a	=	Energi aktivasi
F	=	Laju alir molar atau massa
F _a	=	<i>Fixed Cost</i>
FC _p	=	Biaya investasi tetap peralatan
FC	=	<i>Fixed Capital</i>
H	=	Enthalpi
H ^o	=	Enthalpi pembentukan standar
H _r	=	Perubahan entalpi reaksi
i	=	Suku bunga tahunan (interest rate)
ID, OD	=	Inner/Outer Diameter (diameter dalam/luar pipa)
k	=	Konstanta laju reaksi
L _p	=	Panjang partikel
LC, TC, PC, FC	=	Level, Temperature, Pressure, Flow Control
MC	=	Manufacturing Cost
m	=	Massa
n	=	Umur proyek / pabrik
P	=	Tekanan
Q	=	Laju perpindahan panas
r	=	Laju reaksi kimia

R	=	Konstanta gas umum (8,314)
R_a	=	Regulated Cost
R_{dmin}	=	Minimum resistance terhadap fouling
R_{dcal}	=	Perhitungan nilai fouling resistance
S	=	Entropi
SV	=	Salvage Value (nilai akhir investasi)
T	=	Suhu
TPC	=	Total Production Cost
V	=	Volume
V_a	=	Variable Cost
WC	=	Working Capital
x, y	=	Fraksi mol komponen dalam campuran
ΔH	=	Perubahan entalpi
ΔS	=	Perubahan entropi
ΔG	=	Perubahan energi bebas Gibbs
τ (tau)	=	Waktu tinggal
Φ (phi)	=	Efisiensi (misal untuk heat exchanger)
μ	=	Viskositas
ρ	=	Massa jenis
λ	=	Konduktivitas termal
σ	=	Tegangan permukaan
ψ	=	Efisiensi proses

ABSTRAK

Sulfur Recovery Unit (SRU) merupakan fasilitas penting dalam pengolahan gas alam dan kilang minyak yang berfungsi untuk mengubah senyawa sulfur, seperti hidrogen sulfida (H_2S), menjadi sulfur elemental yang bernilai ekonomi. Prarancangan pabrik SRU ini memiliki kapasitas produksi sebesar 28.000 ton/tahun dan direncanakan berlokasi di Cilacap, Jawa Tengah dengan luas lahan $\pm 15.000\text{ m}^2$. Proses utama yang digunakan adalah Proses Claus dengan dua tahap reaksi, yaitu reaksi termal dan katalitik, menggunakan katalis alumina (Al_2O_3). Bahan baku utama yang digunakan adalah gas H_2S yang diperoleh dari unit amina dan juga hasil *recycle*. Produk yang dihasilkan berupa sulfur cair dengan kemurnian 98%. Utilitas yang dibutuhkan meliputi total kebutuhan air sebesar 85.203,88 kg/jam, total uap jenuh 17.432,29 kg/jam, serta listrik 235,48 kW yang disuplai dari PLN dan didukung oleh generator. Pabrik beroperasi selama 330 hari per tahun, 24 jam per hari, dan mempekerjakan 86 tenaga kerja. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa *Fixed Capital Investment* (FCI) sebesar Rp1.184.809.134.158 dan *Working Capital* (WC) sebesar Rp5.174.448.706.631. Laba bersih setelah pajak mencapai Rp478.573.395.115. *Return on Investment* (ROI) sebelum dan sesudah pajak masing-masing sebesar 62,14% dan 40,39%, dengan *Pay Out Time* (POT) selama 1,43 tahun dan 2,07 tahun. *Break Even Point* (BEP) tercapai pada kapasitas produksi 48,11%, *Shut Down Point* (SDP) pada 37,34%, dan nilai DCFR sebesar 11,39%. Berdasarkan hasil analisis, pabrik SRU ini layak didirikan dari sisi teknis maupun ekonomis.

Kata kunci: Evaluasi Ekonomi, Hidrogen Sulfida, Proses Claus, Sulfur Elemental, *Sulfur Recovery Unit*

ABSTRACT

A Sulfur Recovery Unit (SRU) is a crucial facility in natural gas processing and oil refineries that functions to convert sulfur compounds, such as hydrogen sulfide (H_2S), into economically valuable elemental sulfur. The pre-design of this SRU plant has a production capacity of 28.000 tons/year and is planned to be located in Cilacap, Central Java, on a land area of $\pm 15.000\text{ m}^2$. The main process used is the Claus Process with two reaction stages, thermal and catalytic, using an alumina (Al_2O_3) catalyst. The primary raw material is H_2S gas obtained from the amine unit and recycled streams. The resulting product is liquid sulfur with 98% purity. Required utilities include a total water demand of 85.203,88 kg/hour, total saturated steam of 17.432,29 kg/hour, and 235,48 kW of electricity supplied by PLN and supported by a generator. The plant operates 330 days a year, 24 hours a day, and employs 86 workers. The economic evaluation shows a Fixed Capital Investment (FCI) of Rp1.184.809.134.158 and a Working Capital (WC) of Rp5.174.448.706.631. The net profit after tax reaches Rp478.573.395.115. The Return on Investment (ROI) before and after tax is 62,14% and 40,39%, respectively, with a Pay Out Time (POT) of 1,43 years and 2,07 years. The Break Event Point (BEP) is reached at 48,11% production capacity, the Shut Down Point (SDP) at 37,34%, and the DCFR value is 11,39%. Based on the analysis, this SRU plant is feasible to be established from both technical and economic perspectives.

Keywords: *Claus Process, Economic Evaluation, Elemental Sulfur, Hydrogen Sulfide, Sulfur Recovery Unit.*

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Perkembangan industri pengolahan minyak dan gas bumi (migas) memberikan kontribusi signifikan terhadap kebutuhan energi global. Namun, proses produksi migas, terutama pada kilang minyak, menghasilkan sejumlah besar gas buang yang mengandung senyawa sulfur, seperti hidrogen sulfida (H_2S). Senyawa ini tidak hanya berbahaya bagi kesehatan manusia dan lingkungan, tetapi juga menyebabkan kerusakan pada peralatan industri jika tidak dikelola dengan baik.

Di sisi lain, permintaan terhadap sulfur sebagai bahan baku industri kimia terus meningkat. Sulfur digunakan dalam berbagai produk, antara lain dalam pembuatan pupuk, asam sulfat, dan produk kimia lainnya. Oleh karena itu, pengelolaan gas buang yang mengandung hidrogen sulfida melalui proses pemulihan sulfur menjadi hal yang sangat penting untuk mengurangi dampak lingkungan sekaligus memenuhi permintaan industri terhadap sulfur.

Salah satu teknologi yang banyak diterapkan untuk menangani gas buang yang mengandung sulfur adalah Sulfur Recovery Unit (SRU). SRU berfungsi untuk mengubah hidrogen sulfida menjadi sulfur murni melalui proses, contohnya Claus Process. Pabrik SRU ini tidak hanya mengurangi emisi gas berbahaya, tetapi juga menghasilkan sulfur yang dapat dimanfaatkan sebagai produk industri yang memiliki nilai ekonomis tinggi. Namun, meskipun teknologi SRU sudah cukup dikenal, banyak pabrik yang belum memiliki desain yang optimal dalam hal

kapasitas produksi dan efisiensi energi. Oleh karena itu, prarancangan pabrik SRU yang mampu menghasilkan sulfur dengan efisien dan ramah lingkungan menjadi sangat penting. Desain yang tepat akan mendukung peningkatan kapasitas produksi sulfur serta mengurangi dampak negatif terhadap lingkungan, serta meningkatkan daya saing industri migas yang berorientasi pada keberlanjutan.

Prarancangan pabrik SRU yang efektif harus mempertimbangkan beberapa faktor, antara lain pemilihan teknologi yang tepat, pemanfaatan energi yang efisien, serta pengelolaan limbah dan emisi yang dihasilkan selama proses produksi. Pabrik SRU yang dirancang dengan baik diharapkan dapat memberikan kontribusi dalam memenuhi kebutuhan sulfur industri, serta membantu perusahaan migas dalam mengelola dampak lingkungan dari operasional mereka.

Berikut adalah beberapa kegunaan utama sulfur dalam sektor industri di Indonesia:

1. Industri Pupuk

Sulfur merupakan bahan baku utama dalam produksi pupuk, terutama pupuk superfosfat dan pupuk urea. Pupuk yang mengandung sulfur penting untuk meningkatkan kualitas dan hasil pertanian.

2. Industri Kimia dan Petrokimia

Sulfur digunakan dalam produksi asam sulfat (H_2SO_4), yang memiliki banyak aplikasi dalam industri kimia dan petrokimia. Asam sulfat digunakan untuk produksi berbagai bahan kimia, seperti deterjen, bahan peledak, dan juga dalam proses pembersihan bijih logam.

3. Industri Energi

Sulfur dapat digunakan dalam proses pembersihan gas buang di pembangkit listrik untuk mengurangi emisi sulfur dioksida (SO_2), yang dapat menyebabkan polusi udara.

4. Industri Karet

Sulfur berfungsi sebagai bahan utama dalam proses vulkanisasi karet. Vulkanisasi adalah proses yang digunakan untuk meningkatkan kekuatan dan elastisitas karet.

5. Industri Kosmetik dan Farmasi

Pembuatan salep sulfur digunakan untuk mengobati penyakit kulit seperti jerawat, eksim, dan psoriasis. Selain itu, sulfur juga digunakan dalam pembuatan produk shampo, sabun, dan produk perawatan kulit lainnya karena sifat antimikroba dan antiinflamasi yang dimilikinya.

6. Industri Pulp dan Kertas

Sulfur digunakan dalam proses pembuatan pulpa dan kertas, terutama dalam proses pemutihan pulpa kayu untuk menghasilkan kertas yang lebih putih dan bersih.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik merujuk pada jumlah maksimum output yang bisa dihasilkan dalam periode waktu tertentu. Penentuan kapasitas pabrik merupakan langkah awal yang krusial dalam proses perancangan atau pendirian pabrik kimia. Kapasitas pabrik memainkan peran penting dalam aspek teknis dan ekonomi, yaitu memastikan produksi yang optimal dengan keuntungan maksimal dan biaya yang

efisien. Proses penentuan kapasitas pabrik memperhitungkan data pasokan yang mencakup produksi domestik dan impor, serta permintaan yang mencakup konsumsi.

1.2.1 Supply

a. Data Impor Sulfur di Indonesia

Berdasarkan data impor yang diperoleh dari World Integrated Trade Solution (WITS), didapatkan hasil:

Tabel 1. 1 *Data Impor Sulfur di Indonesia*

Tahun	Kebutuhan (Ton/Tahun)
2019	117.382
2020	112.556
2021	62.024,10
2022	55.000
2023	56.759,80

(Sumber: *World Integrated Trade Solution (WITS)*, n.d.)

Pada data impor diatas menyatakan bahwa semakin lama pertumbuhan impor sulfur dari tahun ke tahun terjadi fluktuatif. Untuk itu kita dapat menggunakan proyeksi dengan pertumbuhan tahunan rata-rata atau *Compound Annual Growth Rate (CAGR)*,

$$CAGR = \left(\frac{\text{Nilai Akhir}}{\text{Nilai Awal}} \right)^{\frac{1}{n}} - 1$$

Keterangan:

n = Jumlah Tahun

$$CAGR = \left(\frac{56.759,80}{117.3821} \right)^{\frac{1}{5}} - 1$$

Didapatkan nilai CAGR = 13%, proyeksi ekspor untuk tahun 2029 dapat dihitung dengan rumus proyeksi:

$$Proyeksi = Nilai Akhir \times (1 + CAGR)^{jumlah\ tahun\ proyeksi}$$

$$Proyeksi = 56.759,80 \times (1 + 0,13521)^6$$

Maka didapatkan proyeksi pada tahun 2029 sebesar 121.478 ton

b. Data Produksi Sulfur di Indonesia

Data produksi Sulfur didapatkan dari rangkuman pabrik beserta besar kapasitas pabrik Sulfur yang sudah berdiri di Indonesia.

Tabel 1. 2 Data Kapasitas Perusahaan Sulfur di Indonesia.

No	Nama Perusahaan	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT Candi Ngrimbi	5000
2.	PT Indosulfur Mitrakimia	15.000
3.	PT. Kilang Pertamina Internasional Cilacap	10.000
4.	PT Aktif Indo Indah	9000
5.	PT Liku Telaga	270.000
Total		309.000

(Sumber: World Integrated Trade Solution (WITS))

Dari tabel di atas, dapat diketahui bahwa pendirian pabrik Sulfur yang telah berdiri di Indonesia pada tahun 2023 adalah paling terkecil sebesar 5.000 ton/tahun dan kapasitas pabrik terbesar yaitu 270.000 ton/tahun.

1.2.2 Demand

a. Data Ekspor Sulfur di Indonesia

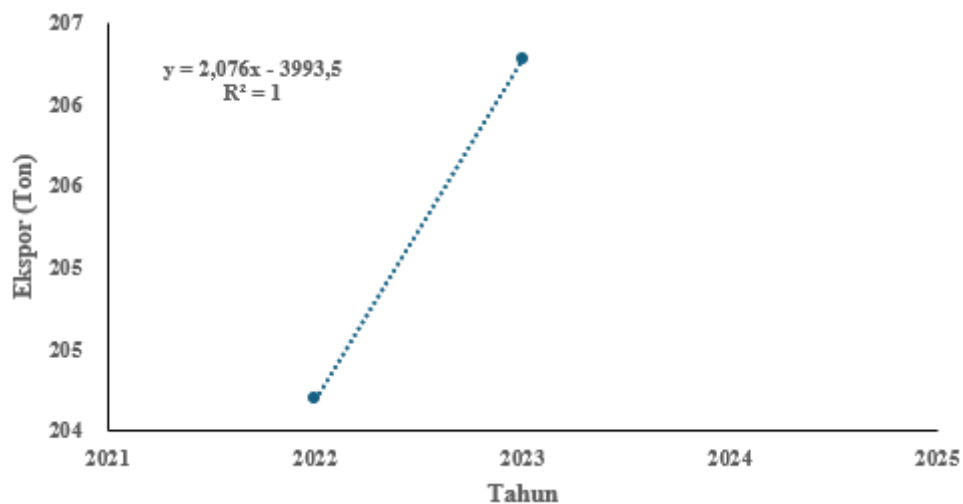
Berdasarkan data ekspor yang diperoleh dari World Integrated Trade Solution (WITS) tahun 2023, didapatkan hasil:

Tabel 1. 3 Data Ekspor Sulfur di Indonesia

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2022	204,2
2023	206,276

(Sumber: World Integrated Trade Solution (WITS), 2023)

Dari data ekspor di atas dibuat grafik linear antara data tahun sumbu x dan data ekspor sumbu y, grafik dilihat pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Grafik ekspor Sulfur Indonesia

Nilai perkiraan ekspor Sulfur pada tahun 2029 atau pada saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan $y = 2,076x - 3993,5$ dengan keterangan nilai x adalah tahun pembangunan pabrik dan nilai y adalah jumlah

ekspor. Dengan persamaan tersebut diperkirakan pada tahun 2029 kebutuhan ekspor sulfur adalah sebesar:

$$y = 2,076x - 3993,5$$

$$y = 2,076(2029) - 3993,5$$

$$y = 218 \text{ ton/tahun}$$

b. Data Konsumsi Sulfur di Indonesia

Konsumsi Sulfur di Indonesia terus meningkat setiap tahunnya, terutama sejak 2022. Pada tahun tersebut, volume kebutuhan Sulfur di Indonesia mencapai sekitar 293.481 ton. Hal ini berlanjut hingga 2023, di mana kebutuhan menurun menjadi 250.000 ton.

Dengan pernyataan diatas maka bisa dibuatkan data tabel konsumsi di Indonesia yaitu sebagai berikut,

Tabel 1. 4 Data Konsumsi Sulfur di Indonesia

Tahun	Kebutuhan (Ton/Tahun)
2022	250.000
2023	293.481

(World Integrated Trade Solution (WITS), 2023)

$$CAGR = \left(\frac{\text{Nilai Akhir}}{\text{Nilai Awal}} \right)^{\frac{1}{n}} - 1$$

Keterangan:

n = Jumlah Tahun

$$CAGR = \left(\frac{293.481}{250.000} \right)^{\frac{1}{2}} - 1$$

Didapatkan nilai CAGR = 7,7%, proyeksi ekspor untuk tahun 2029

dapat dihitung dengan rumus proyeksi:

$$Proyeksi = Nilai Akhir \times (1 + CAGR)^{jumlah\ tahun\ proyeksi}$$

$$Proyeksi = 293.481 \times (1 + 0,077)^6$$

Maka didapatkan proyeksi pada tahun 2029 sebesar 458.009 ton.

1.2.3 Ketersediaan Bahan Baku

Dengan mengetahui jumlah Supply dan Demand sulfur di Indonesia, maka bisa menghitung peluang kapasitas pabrik sulfur yang akan berdiri pada tahun 2029 dengan menggunakan rumus peluang yaitu:

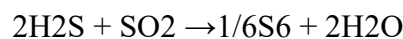
$$\begin{aligned} \text{Peluang} &= \text{Demand} - \text{Supply} \\ &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (218 + 458.009) - (121.478 + 309.000) \\ &= (517.269) - (489.513) \\ &= 27.749 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari data dan hasil perhitungan serta mengacu pada industri yang sudah beroperasi maka perancangan pabrik Sulfur recovery unit ini akan dibangun dengan kapasitas sebesar 28.000 ton/tahun sudah sesuai dengan kapasitas yang sudah beroperasi

Sulfur Recovery Unit (SRU) merupakan salah satu unit penting dalam pengolahan gas alam dan kilang minyak yang berfungsi untuk mengubah senyawa belerang yang bersifat racun dan korosif, seperti hidrogen sulfida (H₂S), menjadi

sulfur elemental yang bernilai jual. Proses utama yang digunakan dalam SRU adalah proses Claus, yang mengubah H₂S menjadi sulfur melalui dua tahap reaksi: pembakaran parsial dan reaksi katalitik. Secara umum, proses ini menghasilkan sulfur elemental dengan efisiensi tinggi dan emisi gas buang yang rendah. (Speight, 2014)

Struktur proses dalam SRU menyimpang dari unit pengolahan konvensional lainnya karena memiliki dua tahap utama yang khas: reaktor termal dan reaktor katalitik. Dalam reaktor termal, sekitar sepertiga dari H₂S dibakar secara stoikiometri dengan udara menghasilkan SO₂ dan air. Sisanya akan bereaksi dengan SO₂ dalam reaktor katalitik membentuk sulfur elemental dan air melalui reaksi:



Unit ini didesain untuk mengolah gas asam (acid gas). Efisiensi dari SRU biasanya berada di kisaran 94%–97%, namun dengan penambahan tail gas treatment unit (TGTU), efisiensi konversi belerang dapat meningkat hingga lebih dari 99%. (Sghaier et al., 2006)

Sulfur elemental yang dihasilkan umumnya berupa cairan berwarna kuning dengan berat jenis sekitar 2,07 gram/cm³, dan titik leleh sekitar 115°C. Sulfur ini dapat digunakan dalam berbagai industri seperti produksi asam sulfat, pupuk, bahan peledak, karet, dan pestisida. (Sghaier et al., 2006)

Beberapa karakteristik dari SRU antara lain adalah kemampuannya untuk mengurangi emisi H₂S yang sangat beracun dan berbau menyengat (seperti bau telur busuk), serta sifat ekonomisnya dalam mereklamasi belerang dari limbah gas. Namun, pengoperasian SRU memerlukan kontrol yang ketat karena proses

pembakaran dan konversi berlangsung pada suhu tinggi dan melibatkan senyawa-senyawa yang mudah bereaksi. (Gary et al., 2007)

Kegunaan sulfur yang dihasilkan dari SRU di sektor industri sangat luas, antara lain untuk pembuatan asam sulfat yang merupakan bahan baku penting dalam berbagai industri kimia, pembuatan pupuk fosfat, vulkanisasi karet, serta sebagai bahan baku dalam pembuatan bahan kimia lainnya. Dalam jumlah kecil, sulfur juga digunakan dalam pembuatan obat-obatan, fungisida, dan bahan peledak. (Coulson, J. M., & Richardson, 2005)

Dalam proses produksi sulfur melalui SRU, terdapat beberapa variasi metode yang dibedakan berdasarkan konfigurasi proses, seperti jumlah reaktor katalitik, jenis katalis yang digunakan, hingga keberadaan unit tambahan seperti TGTU. Berikut merupakan beberapa metode proses sulfur recovery dari gas asam yang telah diterapkan di dunia industri. (Gary et al., 2007)

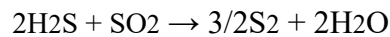
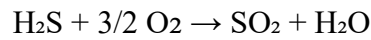
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 *Procces Claus*

Proses Claus merupakan metode yang paling umum digunakan dalam unit pemulihan sulfur (Sulfur Recovery Unit/SRU) di industri pengolahan gas alam dan kilang minyak. Tujuan utama dari proses ini adalah untuk mengubah gas hidrogen sulfida (H_2S), yang bersifat sangat beracun dan korosif, menjadi sulfur elemental yang memiliki nilai jual. Proses Claus berlangsung dalam dua tahapan utama, yaitu tahap reaksi termal (thermal stage) dan tahap reaksi katalitik (catalytic stage). Pada tahap termal, sekitar sepertiga dari H_2S yang masuk dipanaskan dengan oksigen dari udara di dalam furnace pada suhu tinggi (sekitar $800-1200^{\circ}C$), menghasilkan

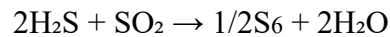
sulfur dioksida (SO₂) dan uap air melalui reaksi:

(Hofbauer et al., n.d.)



Gas panas dari furnace kemudian diarahkan ke waste heat boiler untuk menghasilkan uap air dan menurunkan suhu gas, serta melalui sulfur condenser untuk mengembunkan sebagian sulfur elemental yang terbentuk. (Hofbauer et al., n.d.)

Selanjutnya, gas campuran H₂S dan SO₂ dialirkan ke reaktor katalitik yang berisi katalis padat (umumnya alumina atau titanium oksida), tempat berlangsungnya reaksi utama:



Reaksi ini berlangsung pada suhu yang dikontrol (antara 200–350°C) untuk menjaga efisiensi konversi sulfur dan kestabilan katalis. Umumnya, terdapat dua hingga tiga tahapan reaktor katalitik, masing-masing diikuti oleh pendinginan dan kondensasi sulfur untuk memisahkan produk sulfur cair. Sulfur elemental dikumpulkan dalam bentuk cair dan dapat digunakan dalam berbagai sektor industri. Gas buang dari tahap akhir yang masih mengandung senyawa sulfur residu kemudian diarahkan ke unit tambahan seperti Tail Gas Treatment Unit (TGTU) untuk meningkatkan efisiensi pemulihan hingga lebih dari 99%. (Gary et al., 2007)

Efektivitas proses Claus sangat bergantung pada rasio stoikiometri ideal antara H₂S dan SO₂ sebesar 2:1, suhu reaksi yang optimal, dan aktivitas katalis. Dengan keunggulannya dalam efisiensi pemulihan sulfur dan adaptabilitas terhadap

skala industri yang besar, proses Claus telah menjadi teknologi yang mendasar dan luas diterapkan dalam pengolahan gas asam di seluruh dunia.(kirk, 2000)

1.3.2 *SuperClaus*

SuperClaus merupakan salah satu pengembangan dari proses Claus konvensional yang digunakan untuk meningkatkan efisiensi pemulihan sulfur dari gas asam (acid gas) di industri pengolahan gas alam dan kilang minyak. Proses ini dirancang untuk mengatasi keterbatasan efisiensi proses Claus standar, terutama pada tahap akhir reaksi konversi H_2S menjadi sulfur elemental. SuperClaus menggabungkan tahap termal dan dua tahap katalitik dari proses Claus, namun menambahkan tahap reaktor katalitik ketiga dengan jenis katalis khusus yang mampu bekerja tanpa memerlukan reaksi balik yang signifikan. Tahapan ini memungkinkan konversi langsung H_2S menjadi sulfur tanpa pembentukan kembali SO_2 secara berlebihan, sehingga efisiensi sulfur recovery dapat meningkat dari sekitar 94–96% (pada proses Claus standar) menjadi sekitar 98–99%.(van Nisselrooya & Lagasb, 1993).

Pada tahap awal, proses SuperClaus tetap mengikuti prinsip dasar proses Claus, di mana sebagian H_2S dibakar secara parsial untuk membentuk SO_2 dalam combustion chamber pada suhu sekitar 1245-1400°C. Gas hasil pembakaran kemudian diarahkan ke dua tahap reaktor katalitik yang menggunakan katalis berbasis Fe_2O_3/V_2O_5 , di mana reaksi utama Claus berlangsung. Selanjutnya, tahap ketiga menggunakan katalis khusus (biasanya berbasis oksida logam tertentu) yang memfasilitasi reaksi langsung antara H_2S dan SO_2 dengan konversi tinggi pada suhu yang lebih rendah (sekitar 250–350°C). Sulfur yang terbentuk di setiap tahap

dikondensasi dan dipisahkan dalam sulfur condenser. (van Nisselrooya & Lagasb, 1993)

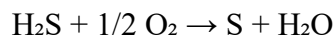
Keunggulan utama dari SuperClaus adalah kemampuannya untuk meningkatkan efisiensi konversi sulfur tanpa memerlukan unit pengolahan tail gas tambahan seperti TGTU, sehingga dapat mengurangi kompleksitas sistem dan biaya operasional. Selain itu, proses ini mampu beroperasi secara lebih stabil dalam rentang kondisi beban operasi yang luas. Namun demikian, penggunaan katalis khusus di tahap akhir memerlukan perhatian terhadap suhu operasi dan kemungkinan deaktivasinya akibat kontaminan dari gas proses. Dengan efisiensi konversi sulfur yang tinggi dan kebutuhan infrastruktur tambahan yang minimal, SuperClaus telah diterapkan secara luas sebagai solusi antara proses Claus konvensional dan sistem yang lebih kompleks seperti Tail Gas Treatment Unit (TGTU). (Chang s Hsu, 2017)

1.3.3 *EuroClaus*

EuroClaus merupakan salah satu teknologi lanjutan dalam sistem pemulihan sulfur yang dikembangkan sebagai pengayaan dari proses Claus dan *SuperClaus*. Teknologi ini dirancang untuk mencapai efisiensi pemulihan sulfur yang lebih tinggi, hingga 99,5%, tanpa menggunakan unit *Tail Gas Treatment Unit* (TGTU) terpisah. *EuroClaus* menggabungkan tahapan thermal dan katalitik dari proses Claus dengan tambahan tahapan pasca-reaksi yang melibatkan oksidasi selektif H_2S residual menjadi sulfur elemental menggunakan oksigen, dan bukan udara, untuk menghindari pengenceran nitrogen. Sistem ini sangat cocok untuk kilang atau pabrik gas dengan kebutuhan tinggi akan pengurangan emisi sulfur dioksida (SO_2)

dalam tail gas.(Korens et al., 2002)

Pada tahap awal, proses *EuroClaus* mengikuti prinsip dasar Claus di mana sepertiga H₂S dipanaskan hingga mencapai reaksi pada suhu tinggi (sekitar 1300-1400°C) untuk menghasilkan SO₂. Gas hasil pembakaran kemudian dialirkan melalui dua tahap reaktor katalitik untuk menghasilkan sulfur elemental melalui reaksi Claus konvensional. Setelah tahap ini, gas sisa yang masih mengandung H₂S dan SO₂ akan diarahkan ke tahap oksidasi selektif yang unik pada proses *EuroClaus*. Tahap ini menggunakan katalis khusus berbasis logam transisi (seperti vanadium atau besi) yang aktif pada suhu sedang (~220–350°C) untuk memfasilitasi reaksi



Proses ini dilakukan dalam lingkungan yang bebas nitrogen, menggunakan oksigen murni, sehingga mengurangi volume gas tail dan konsentrasi SO₂ yang diemisikan.(Korens et al., 2002)

EuroClaus menawarkan beberapa keunggulan utama dibandingkan dengan SuperClaus, antara lain tingkat konversi yang lebih tinggi, volume gas buang yang lebih kecil, serta pengurangan kebutuhan instalasi TGTU. Meskipun demikian, penggunaan oksigen murni dan kebutuhan pengendalian temperatur yang presisi pada reaktor oksidasi selektif menjadi tantangan teknis yang perlu diatasi dalam implementasinya. EuroClaus telah digunakan secara luas di fasilitas pemrosesan gas yang memerlukan kontrol emisi sulfur yang ketat dan efisiensi pemulihan yang maksimal tanpa kompleksitas sistem pasca-pemurnian yang mahal. (Chang s Hsu, 2017)

Berikut merupakan analisis kelebihan dan kekurangan setiap proses sulfur recovery unit:

Tabel 1. 5 Parameter Proses sulfur recovery unit

Parameter	Proses Claus	SuperClaus	<i>EuroClaus</i>
Suhu	800-1200°C	1245-1400°C	1300-1400°C
Tekanan	1 – 3 atm	5 – 7 atm	6 – 8 atm
katalis	γ -Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃ /V ₂ O ₅	γ -Al ₂ O ₃ + V ₂ O ₅ /MoO ₃ /CoO
Reaktor	Thermal Reactor dan Catalytic Reactor	Catalytic Reactor, Thermal Reactor dan Oxidation Reactor.	Catalytic Reactor, Thermal Reactor dan Oxidation Reactor.
yield	94 – 96%	97 – 99%	98,5 – 99,5%
biaya	Relatif rendah	Relatif tinggi	Sangat tinggi

Dari beberapa metode sulfur recovery yang telah diterapkan secara luas di dunia industri, proses Claus merupakan pilihan yang layak dan tepat dalam rancangan pabrik Sulfur Recovery Unit (SRU) di Indonesia. Pemilihan ini didasarkan pada pertimbangan teknis, keekonomian, serta kematangan teknologi sebagai berikut:

1. Proses Claus bekerja pada suhu 200-350°C di reaktor katalitik dan tekanan relatif rendah, yaitu sekitar 1-3 atm, menjadikannya aman dan mudah untuk dikendalikan. Teknologi ini telah digunakan lebih dari puluhan tahun. Sistem ini

juga tidak memerlukan oksigen murni atau sistem kontrol reaksi yang kompleks.

2. Efisiensi Proses yang Memadai untuk Skala Umum Meskipun yield sulfur pada proses Claus berkisar antara 94–96%, efisiensi ini sudah mencukupi untuk banyak instalasi yang tidak mensyaratkan tingkat pemulihan sulfur ultra-tinggi. Proses ini secara praktis memisahkan sulfur dari H_2S melalui dua tahap, yaitu tahap pembakaran parsial (thermal) dan tahap reaksi katalitik. Dalam penerapan industri yang tidak terlalu ketat terhadap batas emisi sulfur, efisiensi ini masih sangat ekonomis dan kompetitif.

3. Katalis yang Umum dan Mudah Didapat Proses Claus menggunakan katalis berbasis aluminium oksida (Al_2O_3) yang mudah didapat, murah, dan memiliki ketahanan yang baik dalam operasi berkelanjutan. Umur katalisnya cukup panjang dan tidak membutuhkan sistem perlindungan khusus terhadap kontaminan ringan. Sifat ini mendukung operasional jangka panjang yang minim biaya pemeliharaan.

4. Investasi dan Biaya Operasi yang Lebih Rendah Proses Claus merupakan teknologi paling ekonomis dalam hal total fixed capital investment (FCI) dan biaya operasional dibandingkan proses lanjutannya seperti SuperClaus atau EuroClaus. Tidak adanya kebutuhan sistem tambahan seperti reaktor oksidasi selektif, unit penanganan oksigen murni, atau katalis khusus, menjadikan proses ini lebih efisien dalam aspek biaya untuk kapasitas pemrosesan menengah ke bawah. Hal ini memberikan keuntungan besar khususnya dalam pembangunan pabrik baru di wilayah dengan anggaran terbatas.

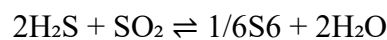
1.4 Tinjauan Termodinamika dan Kinetika

1.4.1 Tinjauan Kinetika

Proses Claus merupakan metode paling umum yang digunakan dalam Sulfur Recovery Unit (SRU) untuk mengubah hidrogen sulfida (H_2S) dalam gas asam menjadi sulfur elemental (S). Reaksi utama berlangsung dalam dua tahap, yaitu tahap termal dan tahap katalitik, yang keseluruhannya terjadi dalam fase gas dengan bantuan katalis padat berbasis alumina (Al_2O_3) atau titania (TiO_2). Kinetika reaksi ini penting untuk menentukan efisiensi konversi H_2S menjadi sulfur serta untuk desain reaktor yang optimal.

Tahapan reaksi berlangsung pada temperatur 200–350 C

Persamaan Reaksi:



Persamaan kinetika:

$$R_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{k_s \left[P_{\text{H}_2\text{S}} \cdot P_{\text{SO}_2}^{0.5} - \left(\frac{1}{K} \right) P_{\text{H}_2\text{O}} \cdot P_{\text{S}_6}^{0.25} \right]}{[1 + K_{\text{H}_2\text{O}}(P_{\text{H}_2\text{O}})]^2}$$

Dengan:

k_s = Konstanta laju reaksi spesifik (0,008585 & 0,00475)

K = Keseimbangan termodinamika (22,20 & 53,98)

$K_{\text{H}_2\text{O}}$ = Konstanta keseimbangan adsorpsi (0,3381)

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika reaksi Claus dilakukan dengan membandingkan nilai entalpi reaksi (ΔH_r°) dan energi bebas Gibbs reaksi (ΔG_r°). Nilai-nilai ini menunjukkan besarnya energi yang dibutuhkan atau dihasilkan selama reaksi berlangsung. Jika ΔH positif, maka reaksi tersebut bersifat endotermis, sedangkan

jika ΔH negatif maka reaksi bersifat eksotermis. Demikian pula, nilai ΔG yang negatif menunjukkan bahwa reaksi berlangsung spontan secara termodinamika pada kondisi standar.

Untuk menghitung nilai ΔH_r° dan ΔG_r° , digunakan data entalpi dan energi bebas pembentukan standar dari masing-masing senyawa yang terlibat:

Tabel 1. 6 Data entalpi pembentukan standar senyawa

Komponen	Rumus Kimia	H_f (Kj/mol)	G_f (Kj/mol)
Hidrogen Sulfida	H ₂ S (g)	-20,6	-33,4
Sulfur Dioksida	SO ₂ (g)	-296,8	-300,1
Sulfur	S (l)	0	0
Air	H ₂ O (g)	-241,8	-228,6

Berdasarkan data H_f dan G_f tersebut dapat dihitung besarnya panas reaksi standar :

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ_r &= \Sigma \Delta H_{f^\circ} \text{ produk} - \Sigma \Delta H_{f^\circ} \text{ reaktan} \\ &= [0,5(0) + 2(-241,8)] - [2(-20,6) + 1(-296,8)] \\ &= -145,5 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta G^\circ_r &= \Sigma \Delta G_{f^\circ} \text{ produk} - \Sigma \Delta G_{f^\circ} \text{ reaktan} \\ &= [0,5(0) + 2(-228,6)] - [2(-33,4) + 1(-300,1)] \\ &= -90,3 \text{ kJ/mol}\end{aligned}$$

Nilai $\Delta H^\circ_r = -145,5 \text{ kJ/mol}$ dan $\Delta G^\circ_r = -90,3 \text{ kJ/mol}$ menunjukkan bahwa reaksi Claus utama bersifat eksotermis dan spontan secara termodinamika. Hal ini menjelaskan mengapa proses Claus efisien dalam mengkonversi H₂S menjadi sulfur elemental pada suhu tinggi (biasanya 200–350°C di reaktor katalitik). (Kern, 1983)

Perhitungan energi bebas gibbs (ΔG°_r) digunakan untuk menentukan konstanta keseimbangan reaksi pada suhu operasi. Persamaannya adalah

sebagai berikut:

$$\Delta G^{\circ}r = -R. T. \ln K \quad (1)$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G^{\circ}r}{RT} \quad (2)$$

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = -\frac{\Delta H^{\circ}r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right) \quad (3)$$

Keterangan:

$\Delta G^{\circ}r$ = Energi Gibbs (kal/gmol)

K_A = Konstanta Keseimbangan pada suhu referensi

K_B = Konstanta keseimbangan pada suhu operasi

T_1 = Temperatur operasi

T_2 = Temperatur referensi

R = tetapan gas (8,314 kJ/kmol.K)

Setelah dilakukan perhitungan, diperoleh nilai energi bebas Gibbs reaksi sebesar -90,3 kJ/mol. Hasil tersebut bernilai negatif yang menunjukkan bahwa reaksi pada proses ini spontan.

Dari persamaan (2) dapat ditentukan harga K pada 298,15 K (25°C) sebagai berikut:

$$K_{298} = e^{\frac{-\Delta G^{\circ}r}{RT}}$$

$$K_{298} = e^{\frac{-90300 \text{ J/mol}}{8,314 \text{ J/mol} \times 298 \text{ K}}}$$

$$K_{298} = e^{-36,447}$$

$$K_{298} = 1,544 \times 10^{-16}$$

Dari persamaan (3) dapat dicari nilai K_2 pada 553,15 K (280 C) dan 508,15 K (235 C) sebagai berikut:

$$\ln \frac{K_2}{K_1} = - \frac{\Delta H^\circ_r}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$\ln \frac{K_2(1)}{1,544 \times 10^{-16}} = - \frac{-145,5 \text{ kJ/mol}}{0,008134 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{553,15} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$\ln \frac{K_2(2)}{1,544 \times 10^{-16}} = - \frac{-145,5 \text{ kJ/mol}}{0,008134 \text{ kJ/mol.K}} \left(\frac{1}{508,15} - \frac{1}{298} \right) K$$

$$K_2(1) = 0,0000904428$$

$$K_2(2) = 0,00000550116$$

$$K_2 < 1 \rightarrow \text{reaksi reversible}$$

Pada suhu 280°C dan 235°C, harga K_2 lebih kecil dari 1 sehingga reaksi bolak-balik (*reversible*).

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifik Produk

Produk yang dihasilkan yaitu Sulfur cair yang memiliki sifat-sifat sebagai berikut:

2.1.1 Sulfur

Rumus kimia	: S
Kadar	: 98%
Wujud	: Cair berwarna kuning
Berat molekul	: 256,52 g/mol
<i>Specific gravity of liquid</i>	: 1,9
Titik didih	: 115 °C (1 atm)
Kelarutan dalam air	: Tidak larut
<i>Autoignition</i>	: 232 °C (1 atm)
<i>Flash point</i>	: 207 °C (1 atm)
Rapat massa	: 1,800 kg/m ³
Viskositas	: 7 cP (25 °C)
<i>Specific heat</i>	: 0,71 kal/ (g.°C)

Informasi bahaya: Dapat terbakar dan menghasilkan gas beracun SO₂ saat terbakar, Dalam bentuk debu halus, dapat membentuk campuran eksplosif di udara, Paparan uap sulfur dapat menyebabkan iritasi pada mata dan saluran pernapasan.

Management: Simpan sulfur cair dalam tangki tertutup dan berinsulasi, dijaga pada suhu $\pm 130\text{--}150\text{ }^{\circ}\text{C}$ untuk tetap cair.

Pengendalian atau perlindungan pribadi: Gunakan pelindung panas, sarung tangan tahan suhu tinggi, kacamata pelindung, dan sepatu safety tahan api saat menangani sulfur cair.

2.1.2 Asam Sulfat (H_2SO_4)

Rumus kimia	: H_2SO_4
Kadar	: 26%
Wujud	: Cairan kental, tidak berwarna hingga sedikit kekuningan, tidak berbau
Berat molekul	: 98,08 g/mol
<i>Specific gravity of liquid</i>	: 1,84
Titik didih	: $337\text{ }^{\circ}\text{C}$ (1 atm)
Kelarutan dalam air	: Larut dalam air
Rapat massa	: 1,840 kg/m ³
Viskositas	: 24,2 cP (25 $^{\circ}\text{C}$)
<i>Specific heat</i>	: 1,38 kal/ (g. $^{\circ}\text{C}$)

Informasi bahaya: Asam sulfat bersifat sangat korosif terhadap logam, jaringan kulit, dan mata. Kontak langsung dapat menyebabkan luka bakar kimia serius. Uap atau kabut H_2SO_4 dapat mengiritasi saluran pernapasan dan berpotensi menyebabkan kerusakan paru-paru jika terhirup. Reaksi pencampuran dengan air menghasilkan panas yang tinggi sehingga dapat menyebabkan percikan cairan asam.

Management: Simpan dalam tangki atau wadah tahan korosi (misalnya baja karbon khusus atau polietilen berkepadatan tinggi) di area sejuk, kering, dan berventilasi baik. Lindungi dari kelembapan berlebih. Saat pengisian atau pemindahan, tambahkan asam ke air secara perlahan untuk menghindari reaksi eksotermis berbahaya. Pastikan tersedia sistem penampung tumpahan dan netralisasi darurat.

Pengendalian atau perlindungan pribadi: Gunakan pelindung wajah penuh, kacamata safety anti-kabut, sarung tangan tahan asam (neoprene, PVC, atau karet butil), pakaian pelindung kimia, dan sepatu safety tahan kimia. Gunakan respirator jika terdapat kabut atau uap asam di udara. Pastikan tersedia pancuran darurat (emergency shower) dan eye wash station di area kerja.

2.2 Spesifik Bahan Baku dan Bahan Pendukung

2.2.1 Hidrogen Sulfida (H₂S)

Rumus kimia	: H ₂ S
Wujud	: Gas tidak berwarna dengan bau khas
Berat molekul	: 34,08 g/mol
<i>Specific gravity of gas</i>	: 1,19
Titik didih	: -60,70 °C (1 atm)
<i>Autoignition</i>	: 260,00 °C (1 atm)
<i>Flash point</i>	: Tidak berlaku
Rapat massa	: 1,54 kg/m ³ (0 °C)
Viskositas gas	: 0,0138 cP (0 °C)
<i>Specific heat gas</i>	: 0,244 J/(g.°K)

Informasi bahaya: Paparan dalam jumlah kecil dapat menyebabkan pusing, mual, hilang kesadaran, bahkan kematian. Mudah terbakar dan membentuk campuran eksplosif dengan udara. Menyerang sistem pernapasan dan saraf pusat.

Management: Disimpan dalam silinder bertekanan tinggi di area berventilasi baik dan jauh dari sumber panas atau api. Dilengkapi sistem deteksi kebocoran dan ventilasi darurat.

Pengendalian atau perlindungan pribadi: Gunakan alat pelindung pernapasan (SCBA atau masker gas H₂S), kacamata pelindung, sarung tangan tahan bahan kimia, dan pakaian pelindung tertutup. Semua personel wajib mendapatkan pelatihan penanganan darurat H₂S.

2.2.2 Sulfur Dioksida (SO₂)

Rumus kimia	: SO ₂
Wujud	: Gas tidak berwarna dengan bau menyengat
Berat molekul	: 64,07 g/mol
<i>Specific gravity of gas</i>	: 2,26
Titik didih	: -10 °C (1 atm)
<i>Autoignition</i>	: Tidak mudah terbakar
<i>Flash point</i>	: Tidak berlaku
Rapat massa	: 2,93 kg/m ³ (0 °C)
Viskositas gas	: 0,015 cP (0 °C)
<i>Specific heat gas</i>	: 0,622 J/(g.°K)

Informasi bahaya: SO₂ adalah gas beracun dan iritan. Mengiritasi mata, tenggorokan, dan saluran pernapasan. Paparan jangka panjang dapat merusak paru-paru. Bersifat korosif pada jaringan biologis dan material logam dalam kondisi basah.

Management: Simpan di area dengan ventilasi memadai. Hindari pelepasan ke atmosfer terbuka. Jika dalam bentuk cair (tekanan tinggi), gunakan tangki tahan tekanan dan tahan korosi.

Pengendalian atau perlindungan pribadi: Gunakan masker gas dengan filter SO₂, pelindung mata, sarung tangan tahan bahan kimia, dan pakaian pelindung. Sistem ventilasi dan deteksi gas sangat disarankan di area kerja.

2.2.3 Oksigen (O₂)

Rumus kimia	: O ₂
Wujud	: Gas tidak berwarna dan tidak berbau
Berat molekul	: 32,00 g/mol
<i>Specific gravity of vapor</i>	: 1,10
Titik didih	: -183,00 °C (1 atm)
<i>Autoignition</i>	: data tidak tersedia
<i>Flash point</i>	: Tidak mempertahankan pembakaran
Rapat massa	: 1,4291 kg/m ³ (0 °C)
Viskositas gas	: 0,0204 cP (20 °C)
<i>Specific heat gas</i>	: 0,918 J/(g.°K) (25 °C)

Informasi bahaya: Gas bertekanan tinggi, memperbesar proses pembakaran.

Management: Simpan pada area yang berventilasi yang baik dan jauh dari material yang mudah terbakar.

Pengendalian atau perlindungan pribadi: tersedia ventilasi yang memadai, gunakan kacamata safety, jika terjadi kebocoran gunakan alat bantu pernafasan, gunakan sepatu safety saat menangani silinder

2.2.4 Nitrogen (N₂)

Rumus kimia	: N ₂
Wujud	: Gas tidak berwarna dan tidak berbau
Komposisi	: 79% mol udara
Berat molekul	: 28,00 g/mol

2.2.5 Air (H₂O)

Rumus kimia	: H ₂ O
Wujud	: Cair, tidak berbau, dan bening
Berat molekul	: 18,0152 g/mol
Berikut adalah versi revisi data untuk air (H ₂ O):	
Specific gravity of vapor	: 0.62
Titik didih	: 100,00 °C (1 atm)
Autoignition	: Tidak berlaku (air tidak mudah terbakar)
Flash point	: Tidak berlaku (air tidak menyala)
Rapat massa	: 1.000 kg/m ³ (4 °C)
Viskositas cairan	: 0,89 cP (25 °C)
Specific heat cairan	: 4,18 J/(g·°K) (25 °C)

Informasi Bahaya: Tidak berbahaya, non-flammable. Namun, dapat menyebabkan kerusakan jika tersimpan pada tekanan tinggi (uap air) atau menyebabkan kebakaran jika kontak dengan peralatan listrik panas atau logam yang mudah terbakar.

Manajemen: Simpan pada tempat yang kering, tidak terlalu lembab untuk menghindari kontaminasi. Untuk uap air, gunakan wadah tahan tekanan jika diperlukan.

Pengendalian atau Perlindungan Pribadi: Ventilasi memadai jika digunakan dalam bentuk uap, Gunakan kacamata safety jika diperlukan pada industri untuk mencegah percikan, Gunakan sarung tangan saat menangani air panas atau uap, Tidak memerlukan alat bantu pernapasan untuk bentuk cair.

2.3 Spesifikasi Bahan Pembantu

Pada proses Claus dalam unit Sulfur Recovery Unit (SRU), digunakan katalis aluminium oksida (Al_2O_3) sebagai katalis utama pada reaktor. Katalis ini mempercepat reaksi antara H_2S dan SO_2 menjadi sulfur elemental. Sifat dari katalis tersebut adalah sebagai berikut:

2.3.1 Aluminium Oksida (Al_2O_3)

Rumus kimia	: Al_2O_3
Wujud	: <i>Spherical</i>
Diameter (D_p)	: 3-6 mm
Panjang (L_p)	: 4 mm
Berat molekul	: 101,96 g/mol
<i>Specific gravity</i>	: 4,69 (20 °C)

Titik lebur : 2072 °C

Flash point : *Non-flammable*

Rapat massa : 4,69 g/cm³

Viskositas : 2 cP

Specific heat : 75 J/mol.°K

(Sumber: Safety Data Sheet)

Tabel 2. 1 Analisis Resiko Proses

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
1.	Kondisi Operasi	Suhu paling tinggi: 1126 °C		✓
		Tekanan: 5 atm		✓
2	Bahan baku yang digunakan			
	Hidrogen Sulfida	<i>Toxicity</i> : sangat beracun		✓
		<i>Reactivity</i> : sangat reaktif		✓
		<i>Corrosivity</i> : korosif terhadap beberapa logam		✓
		<i>Flammability</i> : mudah terbakar		✓
	Air	<i>Toxicity</i> : tidak beracun	✓	
		<i>Reactivity</i> : tidak reaktif	✓	
		<i>Corrosivity</i> : tidak begitu korosif	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
	Oksigen	<i>Toxicity</i> : tidak beracun	✓	
		<i>Reactivity</i> : sangat reaktif pada suhu tinggi		✓

No	Parameter Risiko	Deskripsi	Risk	
			Low	High
		<i>Corrosivity</i> : tidak korosif	✓	
		<i>Flammability</i> : bisa menjadi oksidator kuat		✓
	Nitrogen	<i>Toxicity</i> : tidak beracun	✓	
		<i>Reactivity</i> : tidak reaktif	✓	
		<i>Corrosivity</i> : tidak korosif	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
	Katalis Alumina	<i>Toxicity</i> : debunya dapat menyebabkan iritasi		✓
		<i>Reactivity</i> : tidak reaktif	✓	
		<i>Corrosivity</i> : tidak korosif	✓	
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
3.	Sifat produk yang dihasilkan			
	Sulfur	<i>Toxicity</i> : sangat beracun		✓
		<i>Reactivity</i> : sangat reaktif dengan zat pengoksidasi		✓
		<i>Corrosivity</i> : sangat korosif terhadap beberapa logam		✓
		<i>Flammability</i> : mudah terbakar		✓
	Asam Sulfat	<i>Toxicity</i> : sangat beracun		✓
		<i>Reactivity</i> : sangat reaktif		✓
		<i>Corrosivity</i> : korosif terhadap beberapa logam		✓
		<i>Flammability</i> : tidak mudah terbakar	✓	
		Total	14	16

Berdasarkan data diatas, maka pabrik SRU dapat dikategorikan ke dalam pabrik dengan resiko tinggi.

2.4 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas (*Quality Control*) pada pabrik aseton ini meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian proses produksi dan pengendalian kualitas produk.

2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Menurut (Hanggana, 2006), bahan baku adalah sesuatu yang digunakan untuk membuat barang jadi, bahan pasti menempel menjadi satu dengan barang jadi.

a. Konsentrasi/Kemurnian H₂S

Untuk memastikan rasio stoikiometri yang tepat antara H₂S dan oksigen di dalam *reaction furnace*. Sistem kontrol pabrik mengandalkan konsentrasi H₂S yang stabil untuk mengatur jumlah udara proses yang diinjeksikan, demi tercapainya rasio H₂S/SO₂ sebesar 2:1 di tahap katalitik.

b. Kandungan Air

Kandungan air yang berlebih bertindak sebagai gas inert yang menyerap panas, sehingga dapat memengaruhi kestabilan suhu di dalam tanur. Meskipun dampaknya tidak separah kontaminan lain, konsentrasinya tetap perlu diketahui untuk perhitungan stoikiometri yang akurat.

c. Sampling Laboratorium

Pengambilan sampel secara berkala untuk dianalisis di laboratorium sebagai verifikasi dan kalibrasi data dari analisator online.

Dalam sebuah perusahaan bahan baku memiliki arti yang sangat penting, karena menjadi modal terjadinya proses produksi sampai hasil produksi.

2.4.2 Pengendalian Proses Produksi

Alat ukur dan instrumentasi merupakan bagian penting dalam mengendalikan proses produksi. Dengan adanya sistem tersebut maka bagian-bagian penting dari pabrik yang memerlukan pengawasan rutin dapat dikontrol dengan baik. Instrumentasi memiliki 3 fungsi utama, yaitu sebagai alat pengukur, alat analisis, dan alat kendali. Selain digunakan untuk mengetahui kondisi operasi, instrumentasi juga berfungsi untuk variabel proses, baik secara manual maupun secara otomatis untuk memperingatkan operator akan kondisi yang kritis dan berbahaya. Instrumentasi harus ada dan harus berfungsi sebagaimana mestinya sesuai dengan kebutuhan dimana instrumentasi tersebut ditempatkan. Instrumentasi merupakan salah satu faktor yang sangat menentukan mutu dari suatu hasil produksi. Pengendalian proses produksi ini meliputi aliran dan alat sistem kontrol.

1. Aliran Sistem Kontrol

- a) Aliran pneumatis (aliran udara tekan) digunakan untuk valve dari controller ke actuator.
- b) Aliran electric (aliran listrik) digunakan untuk suhu sensor ke controller.
- c) Aliran mekanik (aliran Gerakan/perpindahan level) digunakan untuk *flow* dari sensor ke controller.

2. Alat Sistem Kontrol

- a) Sensor, digunakan untuk identifikasi variabel-variabel proses. Alat yang digunakan manometer untuk sensor aliran fluida, tekanan dan level *thermocouple* untuk sensor suhu.
- b) Controller meliputi Level Control (LC), Temperature Control (TC), Pressure Control (PC), Flow Control (FC).

3. Actuator

Actuator digunakan untuk memanipulasi agar variabelnya sama dengan variabel controller. Alat yang baru digunakan automatic control valve dan manual hand valve.

2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk

Kualitas dari produk yang dihasilkan sangat dipengaruhi oleh proses-proses sebelumnya. Untuk memperoleh mutu produk standar, maka diperlukan bahan yang berkualitas, pengawasan serta pengendalian yang baik terhadap proses yang ada sehingga didapatkan produk yang berkualitas dan sesuai dengan kebutuhan di pasaran.

a. Kemurnian Sulfur

Impuritas utama yang diukur adalah kandungan karbon atau abu (*ash*), yang merupakan sisa dari pembakaran tidak sempurna hidrokarbon di *reaction furnace*. Target kemurnian 98% berarti kandungan total impuritas, terutama karbon, tidak boleh melebihi 2%.

b. Tingkat Keasaman

Keasaman dalam sulfur cair biasanya diukur sebagai persentase kandungan asam sulfat (H_2SO_4). Asam ini terbentuk akibat reaksi antara sulfur, sisa uap air (H_2O), dan oksigen (O_2) selama proses pendinginan dan penyimpanan. Tujuannya untuk menjaga integritas aset penyimpanan dan transportasi.

c. Warna

Warna adalah indikator kualitas visual yang cepat. Sulfur murni memiliki warna kuning cerah yang khas (*bright yellow*). Dilakukan secara visual dengan membandingkan sampel dengan standar warna, atau menggunakan alat spektrofotometer untuk pengukuran yang lebih kuantitatif.

d. Sertifikasi Kualitas

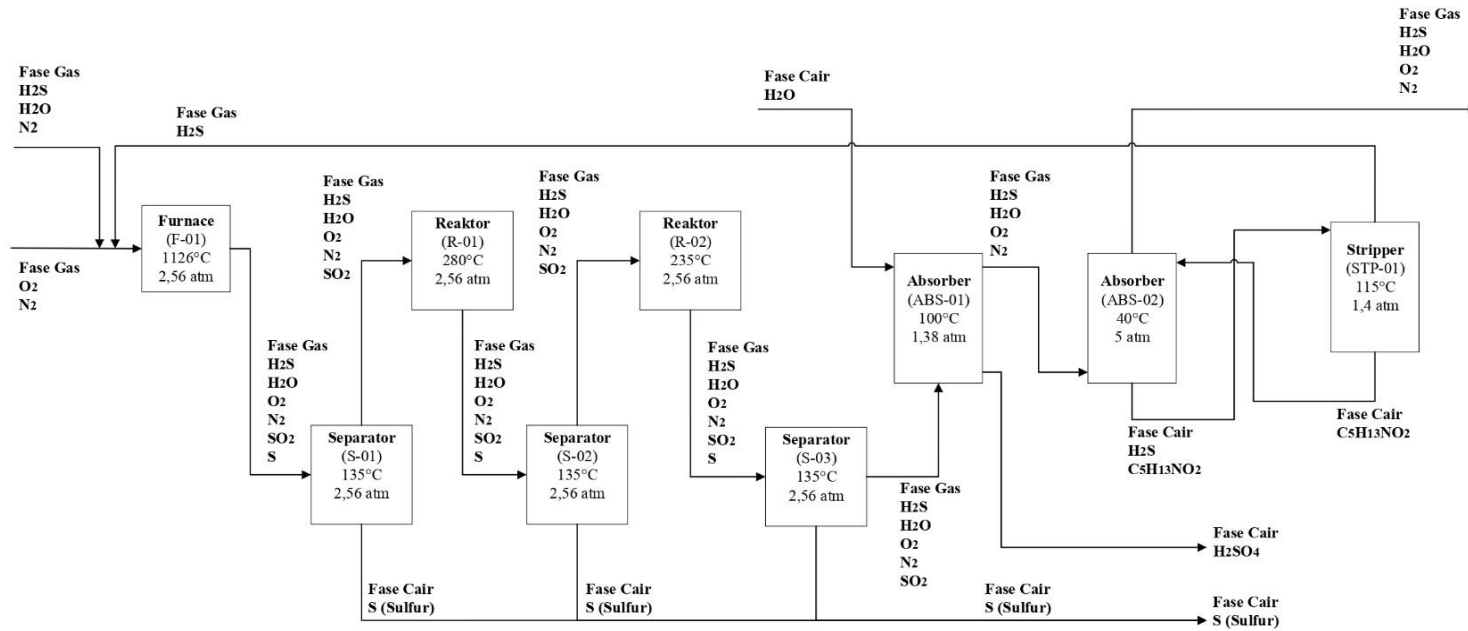
Setiap *batch* produk sulfur harus disertifikasi oleh laboratorium pengujian internal sebelum didistribusikan kepada konsumen. Sertifikasi ini mencakup parameter-parameter seperti kemurnian, suhu, dan kandungan kontaminan.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

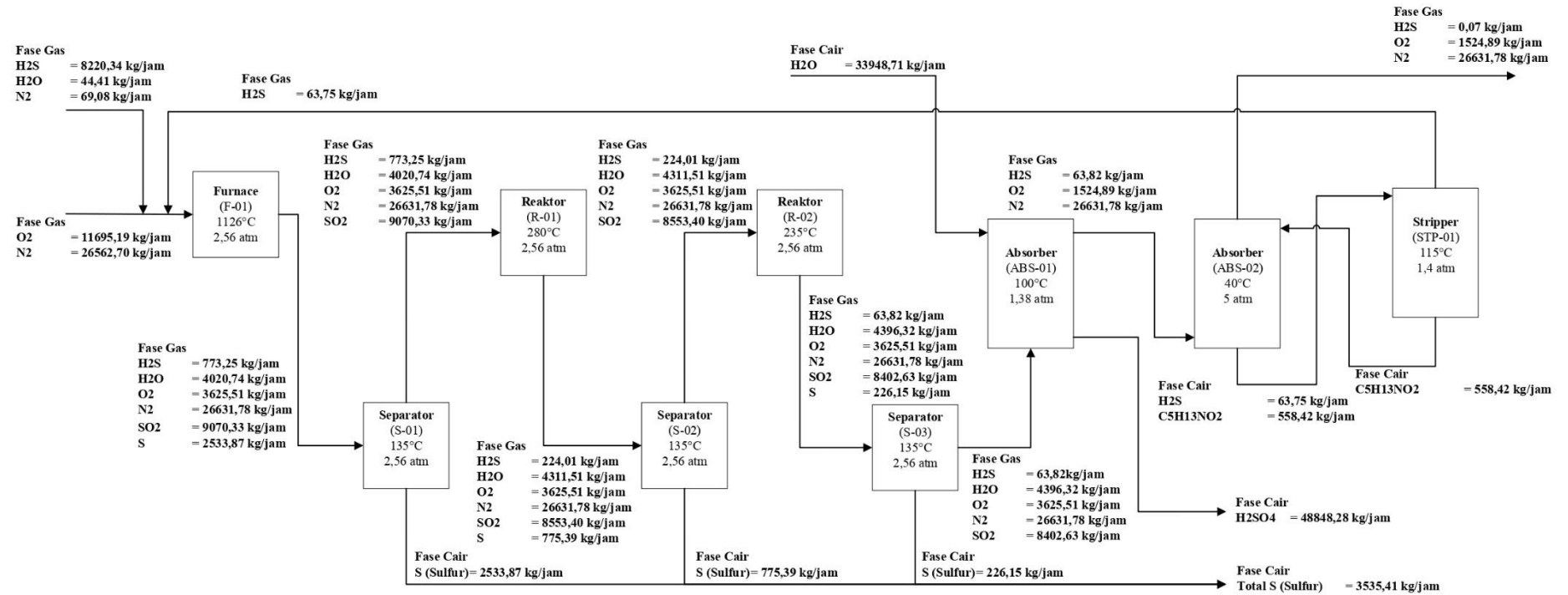
3.1 Diagram alir proses

3.1.1 Diagram alir kualitatif



Gambar 3. 1 Diagram alir kualitatif

3.1.2 Diagram alir kuantitatif



Gambar 3. 2 Diagram alir kuantitatif

3.2 Uraian Proses

Proses pemulihan sulfur dalam Sulfur Recovery Unit (SRU) merupakan bagian penting dari pengolahan gas alam dan kilang minyak yang mengandung hidrogen sulfida (H_2S). Proses ini bertujuan mengubah H_2S menjadi sulfur elemental (S) dengan efisiensi tinggi melalui reaksi Claus yang berlangsung secara termal dan katalitik. Proses produksi ini dibagi ke dalam beberapa tahapan utama sebagai berikut:

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap reaksi *Claus*
3. Tahap penanganan Gas buang
4. Tahap penyimpanan produk

3.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Gas asam yang mengandung H_2S dihasilkan dari proses pemurnian gas alam atau gas hasil proses kilang yang telah melalui tahapan pemisahan H_2S dan dikirim ke unit SRU pada tekanan rendah dan suhu rendah. Sebelum masuk ke reaktor pembakaran, gas asam dicampur dengan udara yang disuplai oleh blower udara. Perbandingan antara H_2S dan O_2 dikontrol agar memenuhi stoikiometri ideal, yaitu rasio $\text{H}_2\text{S}:\text{SO}_2$ sebesar 2:1 dalam produk pembakaran.

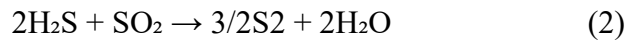
3.2.2 Tahap Reaksi

1. Reaksi Thermal

Gas asam dan udara dicampur serta dipanaskan dalam Furnace. Di sini, sekitar $\frac{1}{3}$ mol H_2S dan O_2 dipanaskan menjadi SO_2 , menghasilkan panas yang tinggi dan membentuk reaksi sebagai berikut:



Sisa H_2S kemudian bereaksi dengan SO_2 untuk menghasilkan sulfur elemental (S_2) dan air:



Reaksi berlangsung di Furnace pada suhu tinggi sekitar 1126°C , dengan hasil konversi sulfur pada tahap ini mencapai 60–70%. Setelah melewati Furnace, produk gas didinginkan menggunakan *waste heat boiler* dan condenser untuk memisahkan sulfur cair yang kemudian dipisahkan dengan separator antara fase gas dan fase cairnya dan untuk fase cair akan dikumpulkan pada tanki penyimpanan.

2. Reaksi Katalitik

Gas sisa yang masih mengandung H_2S dan SO_2 dipanaskan kembali hingga suhu $\pm 280^\circ\text{C}$ dan 235°C dan kemudian dialirkan ke reaktor katalitik yang berisi katalis aluminium oksida (Al_2O_3). Reaksi lanjutan berlangsung untuk mengubah H_2S dan SO_2 sisa menjadi sulfur tambahan.

Gas keluar dari reaktor kembali didinginkan di condenser sulfur tahap dua, dan sulfur cair dikumpulkan. Biasanya terdapat dua hingga tiga tahap reaksi katalitik untuk meningkatkan efisiensi konversi sulfur.

3. Tahap Penanganan Gas sisa

Setelah melewati seluruh tahapan reaksi dalam unit Claus, baik yang berlangsung di Furnace maupun reaktor katalitik, masih terdapat sejumlah kecil gas-gas sisa yang tidak sepenuhnya bereaksi. Gas buang ini, yang sering disebut sebagai tail gas, masih dapat mengandung senyawa H_2S , SO_2 , H_2O , serta sejumlah kecil hidrokarbon ringan dan nitrogen.

Karena senyawa H_2S bersifat toksik, korosif, dan sangat berbahaya bagi lingkungan maupun kesehatan manusia, maka gas sisa tersebut tidak dapat langsung dibuang ke atmosfer. Oleh karena itu, diperlukan sistem pengolahan lanjutan untuk mengolah dan menetralkan kandungan gas berbahaya tersebut sebelum pelepasan akhir. Dalam konfigurasi sistem Sulfur Recovery Unit, gas sisa yang keluar dari tahapan kondensasi terakhir biasanya dialirkan ke unit Tail Gas Treatment Unit (TGTU). Proses ini memastikan bahwa gas buang yang dilepaskan ke atmosfer telah memenuhi batas maksimum emisi sesuai regulasi lingkungan.

4. Tahap Penyimpanan Produk

Produk utama yang dihasilkan dari unit Sulfur Recovery (SRU) adalah sulfur dalam bentuk cair. Sulfur ini terbentuk sebagai hasil reaksi Claus, yang mengubah hidrogen sulfida (H_2S) menjadi sulfur melalui pemanasan dan reaksi katalitik bertahap. Setelah sulfur terbentuk dalam fase gas pada suhu tinggi, ia dikondensasikan dalam unit-unit kondensor sulfur untuk dikumpulkan dalam bentuk cair. Sulfur cair hasil Reaksi clause dialirkan ke tangki penyimpanan sebelum dilakukan distribusi.

3.3 Spesifikasi Alat

a. Furnace 01

Kode	: F-01
Fungsi	: Menyediakan panas tinggi agar hidrogen sulfida, oksigen, dan juga sulfur dioksida mencapai reaksi dan menghasilkan uap sulfur dan uap air

Jenis : *Two radiant chamber with a common convection section*

Jumlah : 1

Harga : \$ 482.900

Kondisi Operasi Suhu, C : 1126

Tekanan, atm : 1,1

Konstruksi

Banyak pipa konveksi, buah : 54

Banyak pipa chamber 1, buah : 32

Banyak pipa chamber 2, buah : 32

Tinggi total, m : 12,55

b. Reaktor 01

Kode : R-01

Fungsi : Mereaksikan hidrogen sulfida dan sulfur dioksida menjadi uap sulfur dan uap air

Jenis/Tipe : *Fixed Bed Multitube Reactor*

Mode Operasi : Kontinyu

Jumlah : 1

Harga, Rp : \$ 284.300

Kondisi Operasi

Suhu, C : 280

Tekanan, atm : 2,56

Kondisi Proses : *Non-adiabatis. isothermal*

Konstruksi dan Material

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*
Type 304

Diameter (ID) *Shell*, m : 4,06

Tebal *Shell*, in : 2,5

Tinggi Total, m : 7,84

Jenis *Head* : *Torispherical Head*

Spesifikasi Khusus

Jenis Katalis : *Alumina*

Bentuk Katalis, mm : *Spherical*

Ukuran Katalis, mm : 4

Dimensi Tube

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 167 Grade 3*
Type 304

Diameter, m : 4,83

Panjang, m : 7,84

Jumlah Tube : 200

Tipe : *Triangular Pitch*

Ukuran *Pitch*, in : 10,78

Jenis *coolant* : *Dowtherm A*

Kebutuhan *Coolant* : 11.535,48 kg/jam

c. Reaktor 02

Kode	: R-02
Fungsi	: Mereaksikan hidrogen sulfida dan sulfur dioksida menjadi uap sulfur dan uap air
Jenis/Tipe	: <i>Fixed Bed Multitube Reactor</i>
Mode Operasi	: Kontinyu
Jumlah	: 1
Harga, Rp	: \$ 427.600
Kondisi Operasi	
Suhu, C	: 235
Tekanan, atm	: 2,56
Kondisi Proses	: <i>Non-adiabatis. Isothermal</i>
Konstruksi dan Material	
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3 Type 304</i>
Diameter (ID) <i>Shell</i> , m	: 5,38
Tebal <i>Shell</i> , in	: 3
Tinggi Total, m	: 8,47
Jenis <i>Head</i>	: <i>Torispherical Head</i>
Spesifikasi Khusus	
Jenis Katalis	: <i>Alumina</i>
Bentuk Katalis, mm	: <i>Spherical</i>

Ukuran Katalis, mm	: 4
Dimensi Tube	
Bahan Kontruksi	: <i>Stainless Steel SA 167 Grade 3</i> <i>Type 304</i>
Diameter, m	: 6,35
Panjang, m	: 8,47
Jumlah Tube	: 226
Tipe	: <i>Triangular Pitch</i>
Ukuran <i>Pitch</i> , in	: 13,43
Jenis <i>coolant</i>	: <i>Dowtherm A</i>
Kebutuhan <i>Coolant</i>	: 27.412,53 kg/jam

d. Separator

Tabel 3. 1 Tabel Spesifikasi Separator

Kode	S-01	S-02	S-03
Fungsi Peruntukan Alat	Memisahkan campuran uap dan cair keluaran <i>Condensor</i> (CD-01) dengan hasil atas berupa fase gas umpan Reaktor (R-01) dan hasil bawah berupa fase Cair sulfur yang tidak teruapkan dalam <i>Condensor</i> (CD-01)	Memisahkan campuran uap dan cair keluaran <i>Condensor</i> (CD-02) dengan hasil atas berupa fase gas umpan Reaktor (R-02) dan hasil bawah berupa fase cair Sulfur yang tidak teruapkan dalam <i>Condensor</i> (CD-02)	Memisahkan campuran uap dan cair keluaran <i>Condensor</i> (CD-03) dengan hasil atas berupa fase gas umpan Absorber (ABS-01) dan hasil bawah berupa fase cair Sulfur yang tidak teruapkan dalam <i>Condensor</i> (CD-03)
Jenis	Separator <i>vapor-liquid</i>	Separator <i>vapor-liquid</i>	Separator <i>vapor-liquid</i>
Material	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304
<i>Operating Condition</i>			
Suhu	133°C	131°C	124°C
Tekanan	2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm
<i>Mechanical Design</i>			
<i>Shell</i>			
Tinggi	5,78 m	5,75 m	5,73 m
Tebal	0,0546 m	0,051 m	0,047 m
Diameter Luar	1,8 m	1,65 m	1,5 m
<i>Head</i>			
Tinggi	0,636 m	0,77 m	0,84 m
Tebal	0,056 m	0,056 m	0,05 m
Jumlah	1	1	1
Harga	\$ 18.600	\$ 17.500	\$ 16.300

e. Absorber

Tabel 3. 2 Spesifikasi Absorber

Kode	ABS-01	ABS-02
Fungsi Peruntukan Alat	Memisahkan SO ₂ keluaran <i>Separator</i> (SP-03) dengan hasil atas berupa fase gas umpan absorber (ABS-02) dan hasil bawah berupa H ₂ SO ₄ fase cair	Memisahkan H ₂ S keluaran Absorber (ABS-01) dengan hasil atas berupa fase gas dan hasil bawah berupa fase cair
Jenis	<i>Packed tower absorber</i>	<i>Packed tower absorber</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Operating Condition</i>		
Suhu	100°C	90°C
Tekanan	1,38 atm	5 atm
<i>Mechanical Design</i>		
<i>Shell</i>		
Tinggi	17,61 m	12,38 m
Tebal	0,375 in	0,5 in
Diameter	2,64 m	1,09 m
<i>Head</i>		
Tebal	0,375 in	0,5 in
Tinggi	0,74 m	0,93 m
Jenis <i>Packing</i>	Intalox saddles	Intalox saddles
Tinggi <i>Packing</i>	7,61 m	7,59 m
Diameter <i>Packing</i>	0,025 m	0,013 m
Jumlah	1	1
Harga	\$ 59.900	\$ 42.000

f. Stripper

Tabel 3. 3 Spesifikasi Stripper

Nama dan Kode	Stripper (SP-01)
Fungsi	Meregenerasi MDEA untuk digunakan kembali di ABS-02
Jenis	<i>Packed tower absorber</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Operating Condition</i>	
Suhu	115°C
Tekanan	1,4 atm
<i>Mechanical Design</i>	
Tinggi	4,04 m
Tebal	0,437 in
Diameter	0,08m
<i>Head</i>	
Tebal	0,01 m
Tinggi	0,19 m
Jenis <i>Packing</i>	Intalox saddles
Tinggi <i>Packing</i>	2,2 m
Diameter <i>Packing</i>	0,025 mm
Jumlah	1
Harga	\$ 12.600

3.3.1 Alat Tangki Penyimpanan

Tabel 3. 4 Spesifikasi tempat penyimpan produk

Tangki	T-01	T-02
Fungsi Peruntukan Alat	Menyimpan produk Sulfur cair	Menyimpan Produk H ₂ SO ₄
Lama Penyimpanan	15 hari	15 hari
Fasa	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1
Jenis Tangki	Silinder <i>vertical</i>	Silinder <i>vertical</i>
Kondisi Operasi	Suhu: 135 C	Suhu: 30
	Tekanan: 1 atm	Tekanan: 1 atm
Spesifikasi		
Bahan Kontruksi	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304
Volume Tangki	1.711,42 m ³	5.390,78 m ³
Diameter	15,24 m	24,384 m
Tinggi	7,85 m	9,144 m
Jumlah <i>Course</i>	5	5
Tebal <i>Shell</i>	0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875	0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875; 0,1875
<i>Head</i>	<i>Fixed roof head</i>	<i>Fixed roof head</i>
Tebal <i>Head</i>	0,1875 in	0,1875 in
Harga	\$ 686.300	\$ 2.155.100

3.3.2 Alat Transportasi Bahan

a. Blower

Tabel 3. 5 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas

Kode	BL-01	BL-02	BL-03	BL-04
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan Acid Gas menuju Heater (HE-01)	Mengalirkan Udara menuju Heater (HE-02)	Mengalirkan Acid Gas dari Heater (HE-01) menuju Furnace (F-01)	Mengalirkan Udara dari Heater (HE-02) menuju Furnace (F-01)
Jenis	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>
<i>Material</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Suction Temperature</i>	30°C	30°C	215°C	215°C
<i>Suction and Discharge Pressure</i>	1 atm dan 2,56 atm	1 atm dan 2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm
Kapasitas	6,18 m ³ /jam	42,3 m ³ /jam	3,91 m ³ /jam	26,9 m ³ /jam
<i>Stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>
Jenis Compresor	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
<i>Motor power</i>	1/6 BHP	11/8 BHP	1/4 BHP	1/6 BHP
Harga	\$100	\$43.200	\$6400	\$27.100

Tabel 3. 6 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan)

Kode	BL-05	BL-06	BL-07	BL-08
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan Gas Keluaran Furnace (F-01) menuju Condenser (CD-01)	Mengalirkan Gas keluaran Separator menuju Heater (HE-03)	Mengalirkan Gas keluaran Heater (HE-03) menuju Reaktor (R-01)	Mengalirkan gas keluaran Reaktor (R-01) menuju condenser (CD-02)
Jenis	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Suction Temprature</i>	370°C	135°C	280°C	280°C
<i>Suction and Discharge Presure</i>	2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm
Kapasitas	32,51 m ³ /jam	18,9 m ³ /jam	25,74 m ³ /jam	26,1 m ³ /jam
<i>Stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>
Jenis Compresor	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
<i>Motor power</i>	1/4 BHP	11/8 BHP	1/6 BHP	1/6 BHP
Harga	\$ 32.900	\$200	\$25.900	\$26.300

Tabel 3. 7 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan)

Kode	BL-09	BL-10	BL-11	BL-12
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan Gas Keluaran Separator (S-02) menuju Heater (HE-04)	Mengalirkan Gas keluaran Heater (HE-04) menuju Reaktor (R-02)	Mengalirkan gas keluaran Reaktor (R-02) menuju condenser (CD-03)	Mengalirkan Gas Keluaran Separator (S-03) menuju Heater (HE-05)
Jenis	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>	<i>Blower</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Suction Temprature</i>	135°C	235°C	135°C	135°C
<i>Suction and Discharge Presure</i>	2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm	2,56 atm
Kapasitas	18,89 m ³ /jam	23,52 m ³ /jam	23,62 m ³ /jam	18,86 m ³ /jam
<i>Stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>
Jenis Compresor	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
<i>Motor power</i>	1/8 BHP	11/6 BHP	1/6 BHP	1/8 BHP
Harga	\$18.800	\$23.600	\$23.700	\$18.800

Tabel 3. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Gas (Lanjutan)

Kode	BL-13	BL-14	BL-15	BL-16
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan Gas Keluaran Cooler (CL-01) menuju Absorber (ABS-01)	Mengalirkan Gas keluaran Absorber (ABS-01) menuju Absorber (ABS-02)	Mengalirkan gas keluaran Absorber (ABS-02) menuju Unit Pengelola Limbah	Mengalirkan Gas Keluaran Stripper (STP-01) untuk di rycycle kembali ke Furnace (F-01)
Jenis	Blower	Blower	Blower	Blower
Material	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304	<i>Stainless Steel</i> SA-167 Type 304
<i>Suction Temprature</i>	100°C	40°C	135°C	155°C
<i>Suction and Discharge Presure</i>	2,56 atm	1,38 atm dan 5 atm	2,56 atm	2,56 atm
Kapasitas	31,98 m ³ /jam	47,32 m ³ /jam	11,44 m ³ /jam	0,046 m ³ /jam
<i>Stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>	<i>Single stage</i>
Jenis Compresor	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>	<i>Sentrifugal</i>
<i>Motor power</i>	1/4 BHP	11/12 BHP	1/3 BHP	1/20 BHP
Harga	\$ 32.200	\$48.400	\$100	\$100

b. Pompa

Tabel 3. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair

Kode	P-01	P-02	P-03	P-04
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan Sulfur Cair dari Keluaran Separator (SP-01) menuju Mixing point	Mengalirkan Sulfur Cair dari Keluaran Separator (SP-02) menuju Mixing point	Mengalirkan Sulfur Cair dari Keluaran Separator (SP-03) menuju Mixing point	Mengalirkan Sulfur Cair dari Mixing point menuju Tangki Penyimpanan (T-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Suction and Discharge Presure</i>	2,56 atm dan 1 atm	2,56 atm dan 1 atm	2,56 atm dan 1 atm	1 atm
Kapasitas	1,703 m ³ /jam	0,521 m ³ /jam	0,152 m ³ /jam	2,37 m ³ /jam
Densitas	290,360 kg/m ³	290,360 kg/m ³	290,360 kg/m ³	290,360 kg/m ³
<i>Suhu Fliud</i>	135 °C	135 °C	135 °C	135 °C
Jenis Pompa	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>
<i>Motor power</i>	1/6 BHP	11/8 BHP	1/6 BHP	1/8 BHP
Harga	\$ 3300	\$ 3300	\$ 3300	\$ 3300

Tabel 3. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Kode	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari Keluaran Absorber (ABS-01) menuju Cooler (CL-01)	Mengalirkan H ₂ SO ₄ dari Keluaran Cooler (CL-01) menuju Tangki Penyimpanan (T-03)	Mengalirkan Keluaran Absorber (ABS-02) menuju Heater (HE-05)	Mengalirkan keluaran Heater (HE-05) menuju Stripper (STP-01)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Material	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>	<i>Stainless Steel SA-167 Type 304</i>
<i>Suction and Discharge Pressure</i>	1,38 atm dan 1 atm	5 atm dan 1,4 atm	1,4 atm	1,4 atm
Kapasitas	59,644 m ³ /jam	0,105 m ³ /jam	0,166 m ³ /jam	0,0017 m ³ /jam
Densitas	0,141331 kg/m ³	0,001 kg/m ³	0,0004 kg/m ³	0,027 kg/m ³
<i>Suhu Fluid</i>	30 °C	40 °C	115 °C	115 °C
Jenis Pompa	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>	<i>Dynamic Pump</i>
<i>Motor power</i>	1/6 BHP	11/8 BHP	1/6 BHP	1/8 BHP
Harga	\$ 7200	\$ 5400	\$ 5400	\$ 5400

Tabel 3. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Kode	P-09
Fungsi Peruntukan Alat	Mengalirkan MDEA dari Keluaran Reboiler (RB-01) menuju Absorber (ABS-02)
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304
<i>Suction and Discharge Pressure</i>	1,4 atm
Kapasitas	0,00177 m ³ /jam
Densitas	0,027 kg/m ³
<i>Suhu Fluid</i>	115 °C
Jenis Pompa	<i>Dynamic Pump</i>
<i>Motor power</i>	1/6 BHP
Harga	\$ 3300

3.2.3 Alat Penukar Panas

a. *Heat Exchanger*

Tabel 3. 12 Spesifikasi Heat Exchanger

Kode	HE-01		HE-02
Fungsi	Memanaskan Acid gas sebelum menuju Furnace (F-01)	Fungsi	Memanaskan Udara sebelum menuju Furnace (F-01)
Jenis	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	Jenis	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>

Kode	HE-01			HE-02	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304		Material	Stainless Steel SA-167 Type 304	
Operating Condition			Posisi	Tube	Shell
Posisi	Annulus	Pipe			
Fluida	H ₂ S, H ₂ O, dan N2	Steam	Fluida	O2, dan N ₂	Steam
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid	Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
In	30°C	300°C	In	30°C	230°C
Out	218°C	300°C	Out	220°C	230°C
Tekanan	2,56 atm		Tekanan	2,56 atm	
Mechanical Design			Tube Side		
			Jumlah Tube	524	
Hairpins	2		OD	0,75 in	
			BWG	14	
ID	2,067 in	1,38 in	Pitch	15/16 in	
OD	2,38 in	1,66 in	Panjang Tube	12 ft	
A	14,93 ft²		Shell Side		
Uc	20,56 Btu/jam.ft².°F		ID	27 in	
Ud	3,55 Btu/jam.ft².°F		Buffle Space	13,5 in	
Kebutuhan Pemanas	577,87 kg/jam		Passes	8	
			A	1.224,61 ft²	
			Uc	912,46 Btu/jam.ft².°F	
ΔPcal /ΔPallow	0,029/10 psi	0,03/10 psi	Ud	49,61 Btu/jam.ft².°F	
			Kebutuhan pemanas	2.631,14 kg/jam	
			ΔPcal /ΔPallow	0,027/10 psi	0,05/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,011/0,003		Rdcal / Rdmin	0,011/0,003	
Harga	\$ 1.700		Harga	\$ 123.200	

Tabel 3. 13 Spesifikasi Heat Exchanger (lanjutan)

Kode	HE-03		HE-04	
Fungsi	Memanaskan gas sebelum menuju Reaktor (R-01)		Memanaskan gas sebelum menuju Reaktor (R-02)	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger		Shell and Tube Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304		Stainless Steel SA-167 Type 304	
Posisi	Tube	Shell	Tube	Shell
Fluida	H ₂ S, H ₂ O, O ₂ , SO ₂ dan N ₂	Steam	H ₂ S, H ₂ O, O ₂ , SO ₂ dan N ₂	Steam
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid
In	133°C	300°C	131°C	300°C
Out	280°C	300°C	235°C	300°C
Tekanan	2,56 atm		2,56 atm	
Tube Side				
Jumlah Tube	446		224	
OD	0,75 in		0,75 in	
BWG	14		14	
Pitch	15/16 in		15/16 in	
Panjang Tube	12 ft		12 ft	
Shell Side				
ID	25 in		17,25 in	
Buffle Space	12,5 in		8,625 in	
Passes	6		2	
A	1.043,78 ft²		463,5 ft²	
Uc	603,75 Btu/jam.ft².°F		1.126,91 Btu/jam.ft².°F	
Ud	49,68 Btu/jam.ft².°F		43,92 Btu/jam.ft².°F	
Kebutuhan Pemanas	2.496,79 kg/jam		1.742 kg/jam	
ΔPcal /ΔPallow	0,1/10 psi	0,05/10 psi	0,029/10 psi	0,05/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,01/0,003		0,020/0,003	
Harga	\$ 132.900		\$ 111.700	

Tabel 3. 14 Spesifikasi Heat Exchanger (lanjutan)

Kode	HE-05	
Fungsi	Memanaskan gas sebelum menuju Reaktor (R-02)	
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-267 Type 304	
Operating Condition		
Posisi	Annulus	Pipe
Fluida	H ₂ S dan C ₅ H ₁₃ NO ₂	Steam
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
In	90°C	300°C
Out	115°C	300°C
Tekanan	5 atm	
Mechanical Design		
Hairpins	3	
ID	2,067 in	1,38 in
OD	2,38 in	1,66 in
A	18,66 ft ²	
U _c	4,30 Btu/jam.ft ² .°F	
U _d	2,59 Btu/jam.ft ² .°F	
Kebutuhan Pemanas	25,65 kg/jam	
ΔP _{cal} / ΔP _{allow}	0,001/10 psi	0,00011/10 psi
R _{dcal} / R _{dmin}	0,001/0,003	
Harga	\$ 1.800	

b. *Cooler*

Tabel 3. 15 Spesifikasi Cooler

Kode	CL-01	CL-02
Fungsi	Mendinginkan gas keluaran (STP-03) sebelum masuk ke (ABS-01)	Mendinginkan gas keluaran (ABS-01) sebelum masuk ke (T-03)

Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger		Shell and Tube Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304		Stainless Steel SA-167 Type 304	
Operating Condition				
Posisi	Tube	Shell	Tube	Shell
Fluida	H ₂ O	H ₂ S, H ₂ O, O ₂ , N ₂ , dan SO ₂	H ₂ O	H ₂ S, H ₂ O, O ₂ , N ₂ , dan SO ₂
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid
In	30°C	135°C	30°C	90°C
Out	55°C	100°C	55°C	30°C
Tekanan	1,38 atm		1 atm	
Tube Side				
Jumlah Tube	48		18	
OD	1,05 in		1,05 in	
BWG	14		14	
Pitch	15/16 in		15/16 in	
Panjang Tube	16 ft		16	
Shell Side				
ID	10 in		8 in	
Buffle Space	5 in		4 in	
Passes	6		8	
A	207,15 ft²		66,5 ft²	
Uc	25,98 Btu/jam.ft².°F		10,55 Btu/jam.ft².°F	
Ud	0,19 Btu/jam.ft².°F		0,06 Btu/jam.ft².°F	
Kebutuhan Pendingin	15.162,79 kg/jam		1.282,21 kg/jam	
ΔPcal/ΔPallow	0,3/10 psi	0,6/10 psi	0,34/10 psi	0,68/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,5/0,6	0,006/0,003	0,5/0,6	0,006/0,003
Harga	\$ 47.400		\$ 47.400	

Tabel 3. 16 Spesifikasi *Cooler* (lanjutan)

Kode	CL-03	
Fungsi	Mendinginkan gas keluaran (RB-01) sebelum masuk ke (ABS-02)	
Jenis	Double Pipe Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304	
Operating Condition		
Posisi	Annulus	Pipe
Fluida	H ₂ O	C5H13N02
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
In	30°C	115°C
Out	55°C	90°C
Tekanan	5 atm	
Mechanical Design		
Hairpins	2	
ID	2,067 in	1,38 in
OD	2,38 in	1,66 in
A	1,93 ft ²	
Uc	1,93 Btu/jam.ft ² .°F	
Ud	0,78 Btu/jam.ft ² .°F	
Kebutuhan Pendingin	101,37 kg/jam	
ΔPcal /ΔPallow	0,08/10 psi	0,69/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,003/0,01	
Harga	\$ 1.700	

c. *Condensor*

Tabel 3. 17 Spesifikasi *Condensor*

Kode	CDP-01		CDP-02	
Fungsi	Untuk mengubah fase sulfur dari fase gas menjadi fase cair sebelum masuk SP-01		Untuk mengubah fase sulfur dari fase gas menjadi fase cair sebelum masuk SP-02	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger		Shell and Tube Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304		Stainless Steel SA-167 Type 304	
Operating Condition				
Posisi	Shell	Tube	Shell	Tube
Tipe Fluida	Hot Fluid	Cold Fluid	Hot Fluid	Cold Fluid
In	370°C	30°C	280°C	30°C
Out	133°C	200°C	131°C	200°C
Tekanan	2,56 atm		2,56 atm	
Flow Area	0,302 in²		0,302 in²	
Tube Side				
Jumlah Tube	98		127	
OD	0,75 in		0,75 in	
BWG	16		16	
Pitch	15/16 in		15/16 in	
Panjang Tube	16 ft		16 ft	
Shell Side				
ID	12 in		13,35 in	
Buffle Space	6 in		6,625 in	
Passes	2		6	
A	283,1 ft²		273,42 ft²	
Uc	85,39 Btu/jam.ft².°F		207,12 Btu/jam.ft².°F	
Ud	45,99 Btu/jam.ft².°F		145,09 Btu/jam.ft².°F	
Kebutuhan Pendingin	11.523,45 kg/jam		22.516,93 kg/jam	
ΔPcal /ΔPallow	0,01/10 psi	0,03/10 psi	0,02/10 psi	0,07/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,0055/0,003		0,011/0,003	
Harga	\$ 9.700		\$ 22.500	

Tabel 3. 18 Spesifikasi *Condensor*

Kode	CDP-03	
Fungsi	Untuk mengubah fase sulfur dari fase gas menjadi fase cair sebelum masuk SP-03	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Type 304	
Operating Condition		
Posisi	Shell	Tube
Tipe Fluida	Hot Fluid	Cold Fluid
In	235°C	120°C
Out	124°C	230°C
Tekanan	2,56 atm	
Flow Area	0,302 in ²	
Tube Side		
Jumlah Tube	766	
OD	0,75 in	
BWG	10	
Pitch	15/16 in	
Panjang Tube	16 ft	
Shell Side		
ID	142,03 Btu/jam.ft ² .°F	
Buffle Space	15/16 in	
Passes	4	
A	2.278,08 ft ²	
Uc	188,02 Btu/jam.ft ² .°F	
Ud	142,03 Btu/jam.ft ² .°F	
Kebutuhan Pendingin	2.457,12 kg/jam	
ΔPcal /ΔPallow	0,01/10 psi	0,11/10 psi
Rdcal / Rdmin	0,003/0,003	
Harga	\$ 98.900	

d. Reboiler

Tabel 3. 19 Spesifikasi Reboiler

Kode	RB-01	
Fungsi	Menguapkan sebagian H2O Agar MDEA dapat menyerap H2S dengan efektif	
Jenis	Shell and Tube Heat Exchanger	
Material	Stainless Steel SA-167 Grade 3	
Operating Condition		
Posisi	Tube	Shell
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
In	115°C	300°C
Out	116°C	300°C
Tekanan	1,4 atm	
Tube Side		
Jumlah Tube	720	
OD	0,75 in	
BWG	16	
Pitch	15/16 in	
Panjang Tube	24 ft	
Shell Side		
ID	31 in	
Buffle Space	15,5 in	
Passes	8	
A	3.392,06 ft²	
Uc	161,52 Btu/jam.ft².°F	
Ud	94,73 Btu/jam.ft².°F	
Kebutuhan Pemanas	9.958,61 kg/jam	
ΔPcal /ΔPallow	2,41/10 psi	
Rdcal / Rdmin	0,009/0,003	
Harga	\$ 13.900	

e. Waste Heat Boiler

Tabel 3. 20 Spesifikasi Waste Heat Boiler

Kode	WHB-01	
Fungsi	Mendinginkan gas keluaran Furnace (F-01)	
Jenis	Shell and tube heat exchanger	
Material	Stainless Steel SA-267 Type 304	
Operating Condition		
Posisi	Tube	Shell
Fluida	Water	H2S, H2O, N2, O2, S2, dan SO2
Tipe Fluida	Cold Fluid	Hot Fluid
In	120°C	1126°C
Out	300°C	370°C
Tekanan	2,56 atm	
Tube Side		
Jumlah Tube	170	
OD	0,75 in	
BWG	18	
Pitch	15/16 in	
Panjang Tube	12 ft	
Shell Side		
ID	15,25 in	
Baffle Space	7,625 in	
Passes	2	
A	381,18 ft²	
Uc	306,19 Btu/jam.ft².°F	
Ud	4,76 Btu/jam.ft².°F	

Kode	WHB-01	
Kebutuhan Pendingin	6.391,15 kg/jam	
$\Delta P_{cal} / \Delta P_{allow}$	0,04/10 psi	0,029/10 psi
R_{dcal} / R_{dmin}	0,041/0,003	
Harga	\$ 48.800	

3.4 Neraca Massa

a. Neraca Massa Total

Tabel 3. 21 Neraca Massa Total

komponen	Massa Input (kg/jam)			Massa Output (kg/jam)		
	Arus 1	Arus 2	Arus 12	Arus 13	Arus 16	Arus 20
H₂S	8.284,09	0	0	0	63,82	0
H₂O	44,41	0	33.948,7	35.982	0,00	0
O₂	0,00	11.695,19	0	0	1.524,85	0
N₂	69,08	26.562,70	0	0	26.631,78	0
SO₂	0	0	0	0	0,00	0
S₈	0	0	0	12.866,53	0,00	3.535,41
H₂SO₄	0	0	0	0	28.220,45	0
Sub Total	8.397,58	38.257,89	33.948,7	48.848,32	28.220,45	3.535,41
Total	80.604,18			80.604,18		

b. Neraca Massa Tiap Alat

Basis satuan massa yang digunakan adalah kg/jam. Berikut adalah analisis neraca massa tiap alat.

a. Neraca Massa di Furnace

Tabel 3. 22 Neraca Massa di Furnace

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
H ₂ S	8220,34	0	773,25
H ₂ O	44,41	0	4020,74
O ₂	0,00	11695,19	3625,51
N ₂	69,08	26562,7	26631,78
SO ₂	0	0	9070,33
S ₈	0	0	2533,87
Sub Total	8333,83	38257,89	46655,469
Total	46655,469		46655,469

b. Neraca Massa di Separator 1

Tabel 3. 23 Neraca Massa di Separator 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 5	Arus 4
H ₂ S	773,25	773,25	0
H ₂ O	4020,74	4020,74	0
O ₂	3625,51	3625,51	0

N₂	26631,78	26631,78	0
SO₂	9070,33	9070,33	0
S₈	2533,87	0	2533,87
Sub Total	46655,469	44121,60	2533,87
Total	46655,469	46655,469	

c. Neraca Massa di Reaktor 1

Tabel 3. 24 Neraca Massa di Reaktor 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6
H₂S	773,25	224,01
H₂O	4020,74	4311,51
O₂	3625,51	3625,51
N₂	26631,78	26631,78
SO₂	9070,33	8553,40
S₈	0	775,39
Sub Total	44121,60	44121,60
Total	44121,60	224,01

d. Neraca Massa di Separator 2

Tabel 3. 25 Neraca Massa di Separator 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 7
H₂S	224,01	224,01	0
H₂O	4311,51	4311,51	0

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 6	Arus 8	Arus 7
O₂	3625,51	3625,51	0
N₂	26631,78	26631,78	0
SO₂	8553,40	8553,40	0
S₈	775,39	0	775,39
Sub Total	44121,60	43346,21	775,39
Total	44121,60	44121,60	

e. Neraca Massa di Reaktor 2

Tabel 3. 26 Neraca Massa di Reaktor 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)
	Arus 8	Arus 9
H₂S	224,01	63,82
H₂O	4311,51	4396,32
O₂	3625,51	3625,51
N₂	26631,78	26631,78
SO₂	8553,40	8402,63
S₈	0	226,15
Total	43346,208	43346,208

f. Neraca Massa di Separator 3

Tabel 3. 27 Neraca Massa di Separator 3

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 11	Arus 10
H₂S	63,82	63,82	0
H₂O	4396,32	4396,32	0
O₂	3625,51	3625,51	0
N₂	26631,78	26631,78	0
SO₂	8402,63	8402,63	0
S₈	226,15	0	226,15
Sub Total	43346,208	43120,059	226,15
Total	43346,208	43346,208	

g. Neraca Massa di Absorber 1

Tabel 3. 28 Neraca Massa di Absorber 1

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)	
	Arus 11	Arus 12	Arus 13	Arus 14
H₂S	63,82	0	0	63,82
H₂O	4396,32	33948,71	35.981,79	0
O₂	3625,51	0	0	1.524,85
N₂	26631,78	0	0	26.631,78
SO₂	8402,63	0	0	0
H₂SO₄	0	0	12.866,53	0
Sub Total	43120,059	33948,71	48.848,32	28.220,45
Total	77068,768		77068,768	

h. Neraca Massa di Absorber 2

Tabel 3. 29 Neraca Massa di Absorber 2

Komponen	Massa Input (kg/jam)		Massa Output (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 18	Arus 17	Arus 16
H ₂ S	63,82	0	63,75	0,070
H ₂ O	0,00	0	0	0,00
O ₂	1524,89	0	0	1524,89
N ₂	26631,78	0	0	26631,78
C ₅ H ₁₃ NO ₂	0,00	558,42	558,42	0
Sub Total	28220,5	558,42	622,17	28156,74
Total	28778,91		28778,91	

i. Neraca Massa di Stripper

Tabel 3. 30 Neraca Massa di Stripper

Komponen	Massa Input (kg/jam)	Massa Output (kg/jam)	
	Arus 17	Arus 19	Arus 18
H ₂ S	63,75	63,75	0
C ₅ H ₁₃ NO ₂	558,42	0	558,42
Sub Total	622,17	63,75	558,4181
Total	622,17	622,17	

3.5 Neraca Panas

Neraca panas setiap alat dihitung dalam satuan kJ/jam dengan suhu referensi 25°C atau 298,15 K.

a. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-01)

Tabel 3. 31 Neraca Panas di Heat Exchanger 01

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H₂S	34	41.482	1.727.733
H₂O	18	415,24	14.064
O₂	28	358,67	14755,7907
<i>Steam</i>	-	1.714.297,56	0
Total		1.756.553	1.756.553

b. Neraca Panas heat Exchanger (HE-02)

Tabel 3. 32 Neraca Panas di Heat Exchanger 02

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
O₂	32	53.955	2.209.871,79
N₂	28	139.179	5.465.477,04
<i>Steam</i>	-	7.482.214,74	0
Total		7.675.348,83	7.675.348,83

c. Neraca Panas Furnace

Tabel 3. 33 Neraca Panas di Furnace

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	1.680.642,08	11.530.815,33
H ₂ O	18	16.418,76	107.197,17
O ₂	32	2.140.020,43	13.495.994,44
N ₂	28	5.401.515,21	32.590.120,91
SO ₂	64	0	0
S ₈	64	0	0
Q Reaksi		48.485.531	
Total		57.724.127,85	57.724.127,85

d. Neraca Panas WHB

Tabel 3. 33 Neraca Panas WHB

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	1.257.208,01	291.017,94
H ₂ O	18	11.242.093,58	2.652.814,68
O ₂	32	4.490.050,00	1.185.929,25
N ₂	28	34.666.639,95	9.287.224,14
SO ₂	64	8.760.536,64	2.270.955,84
S ₈	64	921.752,64	287.284,24
Q Pendingin	-	0	41.748.901,76
Total		57.724.127,85	57.724.127,85

e. Neraca Panas Condensor (CDP-01)

Tabel 3. 34 Neraca Panas di Condesor

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	311.806,26	89.301,27
H ₂ O	18	2.834.193,11	844.467,29
O ₂	32	1.266.007,41	377.167,60
N ₂	28	9.886.943,75	3.064.412,46
SO ₂	64	2.431.896,58	680.155,82
S ₈	256	76.073,31	24.979,91
<i>Downtherm A</i>			11.726.436,07
Total		16.806.920,42	16.806.920,42

f. Neraca Panas Separator (SP-01)

Tabel 3. 35 Neraca panas di Separator

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	311.806,26	89.301,27
H ₂ O	18	2.834.193,11	844.467,29
O ₂	32	1.266.007,41	377.167,60
N ₂	28	9.886.943,75	3.064.412,46
SO ₂	64	2.431.896,58	680.155,82
S ₈	256	76.073,31	24.979,91
Total		5.080.484,35	5.080.484,35

g. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-03)

Tabel 3. 36 Neraca Panas di Heat Exchanger 01

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H₂S	34	89.301,27	220.985,46
H₂O	18	844.467,29	2.036.565,15
O₂	32	377.167,60	911.826,23
N₂	28	3.064.412,46	7.218.238,97
SO₂	64	680.155,82	1.722.247,04
Steam	18	7.054.358,42	0
Total		12.109.862,86	12.109.862,86

h. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3. 37 Neraca Panas di Reaktor 01

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H₂S	34	221.000,96	69.045,47
H₂O	18	2.036.657,46	2.355.234,42
O₂	32	911.866,45	983.385,38
N₂	28	7.218.378,12	7.784.525,43
SO₂	64	1.722.382,50	1.751.611,94
S₈	192	0.00	24.997,96
<i>Downtherm A</i>	-	0	858.515,11
Total		12.968.800,60	12.968.800,60

i. Neraca Panas Condensor (CDP-02)

Tabel 3. 38 Neraca Panas di Condensor 02

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	64.019,49	25.870,58
H ₂ O	18	2.183.845,66	905.537,55
O ₂	32	911.826,23	377.167,60
N ₂	28	7.218.238,97	3.064.412,46
SO ₂	64	1.624.094,24	641.392,98
S ₈	256	23.180,35	10.192,18
<i>Downtherm A</i>			7.000.631,60
Total		12.025.204,94	12.025.204,94

j. Neraca Panas Separator (SP-02)

Tabel 3. 39 Neraca Panas di Separator 02

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	64.019,49	25.870,58
H ₂ O	18	2.183.845,66	905.537,55
O ₂	32	911.826,23	377.167,60
N ₂	28	7.218.238,97	3.064.412,46
SO ₂	64	1.624.094,24	641.392,98
S ₈	256	23.180,35	25.870,58
Total		5.024.573,35	5.024.573,35

k. Neraca Panas Heat Exchanger (HE-04)

Tabel 3. 40 Neraca Panas di Heat Exchanger 04

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	25.870,58	62.693,95
H ₂ O	18	905.537,55	2.155.087,72
O ₂	32	377.167,60	899.810,37
N ₂	28	3.064.412,46	7.178.250,48
SO ₂	64	641.392,98	1.584.391,66
<i>Steam</i>	-	6.865.853,02	0
Total		11.880.234,19	11.880.234,19

l. Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 3. 41 Neraca Panas di Reaktor 2

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	182.000,79	57.747,12
H ₂ O	18	1.677.247,32	1.969.832,43
O ₂	32	750.948,84	822.467,77
N ₂	28	5.944.546,69	6.510.693,99
SO ₂	64	1.418.432,65	1.464.984,53
S ₈	196	182.000,79	20.907,38
<i>Downtherm A</i>	-	0	873.456,94
Total		10.846.633,23	10.846.633,23

m. Neraca Panas *Condensor* (CD-03)

Tabel 3. 42 Neraca Panas di Condensor 3

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	17.861,51	7.370,53
H ₂ O	18	2.197.477,55	923.349,17
O ₂	32	899.810,37	377.167,60
N ₂	28	7.178.250,48	3.064.412,46
SO ₂	64	1.556.464,45	630.087,49
S ₈	256	6.798,70	2.972,63
<i>BFW</i>		0	6.851.303,20
Total		11.856.663,07	11.856.663,07

n. Neraca Panas Separator (SP-03)

Tabel 3. 43 Neraca Panas di Separator 3

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	17.861,51	7.370,53
H ₂ O	18	2.197.477,55	923.349,17
O ₂	32	899.810,37	377.167,60
N ₂	28	7.178.250,48	3.064.412,46
SO ₂	64	1.556.464,45	630.087,49
S ₈	256	6.798,70	2.972,63
Total		5.005.359,88	5.005.359,88

o. Neraca Panas Cooler (CL-01)

Tabel 3. 44 Neraca Panas di Cooler 1

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	17.086,22	7.266,28
H ₂ O	18	2.140.491,25	916.146,66
O ₂	32	874.343,08	373.668,94
N ₂	28	7.103.865,24	3.055.558,04
SO ₂	64	1.460.657,37	614.458,14
<i>Cooling water</i>	-	0	6.629.345,09
Total		11.596.443,16	11.596.443,16

p. Neraca Panas Absorber (ABS-01)

Tabel 3. 45 Neraca Panas di Absorber 1

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	6.536,12	967,01
H ₂ O	18	13.457.888,49	5.634.998,39
O ₂	32	337.174,58	50.149,98
N ₂	28	2.769.114,34	414.895,58
SO ₂	64	547.208,58	182.457,70
<i>Proces Water</i>	-	0	5.762.404,91
Total		17.117.922	17.117.922

q. Neraca Panas *Cooler* (CL-02)

Tabel 3. 46 Neraca Panas di *cooler* 2

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ SO ₄	98	14.172.525,56	5.945.745,11
<i>Cooling water</i>	-	0	8.226.780,45
Total		14.172.525	14.172.525

r. Neraca Panas Absorber (ABS-02)

Tabel 3. 47 Neraca Panas di Absorber 2

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	967,01	2.473,98
H ₂ O	18	3.636.487,72	3.636.487,72
O ₂	32	27.630,23	27.630,23
N ₂	28	421.011,47	421.011,47
C ₅ H ₁₃ NO ₂	119	80.918,96	80.918,96
<i>Proces Water</i>	-	0	-1.506,98
Total		4.167.015,38	4.167.015,38

s. Neraca Panas *Heat Exchanger* (HE-05)

Tabel 3. 48 Neraca Panas di *Heat Exchanger* 5

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	2.542,28	21.289,03
C ₅ H ₁₃ NO ₂	119	21.677,96	139.271,53
<i>Steam</i>	-	6.865.853,02	136.340,32
Total		160.560,56	160.560,56

t. Neraca Panas *Reboiler* (RB-01)

Tabel 3. 49 Neraca panas di *Reboiler* 1

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	17.479,00	5.873,72
C ₅ H ₁₃ NO ₂	119	133.677,20	76.558,83
<i>Q reaksi</i>	-	215.505,13	136.340,32
Total		297.937,67	297.937,67

u. Neraca Panas Striper (STP-01)

Tabel 3. 50 Neraca Panas Stripper

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
H ₂ S	34	21.289,03	21.630,42
C ₅ H ₁₃ NO ₂	119	139.271,53	140.956,84
<i>Steam</i>	-	5.725,68	136.340,32
Total		484.642,16	484.642,16

v. Neraca Panas Cooler (CL-03)

Tabel 3. 51 Neraca Panas Cooler 3

Komponen	BM	INPUT	OUTPUT
C ₅ H ₁₃ NO ₂	119	9.787.169,87	21.677,96
<i>Cooling water</i>	-	0	9.765.491,91
Total		9.787.169,87	9.787.169,87

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik menjadi aspek yang sangat penting karena memiliki dampak langsung terhadap efisiensi dan nilai ekonomi operasional pabrik. Ketika menentukan lokasi yang tepat perlu mempertimbangkan sejumlah faktor utama seperti ketersediaan bahan baku, kemudahan akses ke pasar, fasilitas transportasi, kondisi lingkungan, ketersediaan utilitas, serta berbagai faktor pendukung lainnya.

4.1.1 Keterjangkauan Bahan Baku

Pabrik yang ideal adalah pabrik yang dibangun sedekat mungkin dengan sumber bahan baku untuk meminimalkan biaya transportasi, terutama bila menggunakan angkutan darat. Selain itu, lokasi yang dekat dengan pelabuhan memberikan nilai tambah karena dapat mempermudah proses ekspor produk dan impor bahan baku melalui jalur laut. Secara umum, ketersediaan bahan baku menjadi faktor utama dalam penentuan lokasi pabrik. Hal ini dikarenakan semakin dekat jaraknya maka semakin rendah biaya logistik dan proses penanganannya. Kedekatan tersebut juga berperan penting dalam menjaga kualitas bahan baku serta menjamin kelancaran dan kesinambungan pasokan.

4.1.2 Keterjangkauan Pemasaran Produk Energi dan Sumber Daya

Pendirian pabrik sebaiknya berada di lokasi yang berdekatan dan terintegrasi dengan unit penghasil gas asam untuk menekan biaya kompresi, utilitas, serta risiko keselamatan akibat transport H_2S . Optimalisasi biaya distribusi lebih relevan pada

tahap hilir (penanganan, penyimpanan, dan pengiriman sulfur), yang idealnya memiliki akses logistik darat memadai untuk kebutuhan ekspor.

4.1.3 Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja memiliki peran sebagai pelaksana dalam kegiatan produksi. Ketersediaan sumber daya manusia yang memiliki keterampilan dan pendidikan yang memadai akan menunjang kelancaran serta meningkatkan efisiensi dalam pelaksanaan proses produksi.

4.1.4 Kondisi Geografis dan Sosial

a. Bencana Alam

Pabrik sebaiknya dibangun di wilayah yang memiliki tingkat risiko bencana alam rendah, seperti terbebas dari ancaman banjir, gempa bumi, angin puting beliung, sambaran petir, dan bencana alam lainnya.

b. Regulasi Pemerintah

Pemilihan lokasi pabrik sebaiknya mengutamakan daerah yang memiliki regulasi dan prosedur perizinan yang mudah diakses dan tidak rumit, sehingga memperlancar proses pembangunan serta operasional pabrik.

c. Sosial Masyarakat

Dukungan dari kondisi sosial masyarakat setempat menjadi faktor penting dalam kelancaran operasional pabrik. Oleh sebab itu, lokasi pabrik sebaiknya dipilih di wilayah yang masyarakatnya dapat menerima dan bersikap terbuka terhadap keberadaan pabrik.



Gambar 4. 1 Lokasi Pendirian pabrik

Berdasarkan berbagai pertimbangan, perencanaan pendirian pabrik Sulfur Recovery Unit akan dilakukan di Kota Cilacap. Pemilihan lokasi ini didukung oleh sejumlah faktor, antara lain:

1. Lokasi yang dekat dengan sumber bahan baku berupa Gas asam (Acid gas) yang kaya akan H_2S yang disuplai oleh PT. Kilang Pertamina Internasional
2. Lokasi yang strategis karena berdekatan dengan pelabuhan, sehingga memudahkan proses impor kebutuhan pabrik maupun ekspor produk.
3. Letaknya yang berada di dekat laut memungkinkan ketersediaan air untuk proses pendinginan dan kebutuhan industri dengan lebih mudah.
4. Tersedianya sarana dan prasarana transportasi yang memadai, seperti pelabuhan dan akses jalan yang mendukung kelancaran distribusi barang dan produk ke berbagai wilayah.
5. Ketersediaan sumber daya manusia, baik tenaga kerja terampil maupun non-terampil.

6. Sebagai wilayah industri, Cilacap telah memiliki sistem pengolahan limbah dan regulasi lingkungan yang baik, sehingga potensi pencemaran lingkungan dapat diminimalkan melalui pengelolaan yang tepat.
7. Regulasi pendirian pabrik di Cilacap relatif mudah diakses dan tidak memberatkan, sehingga mendukung kelancaran proses perizinan dan pembangunan.

4.2 Tata Letak Pabrik (*Plant Layout*)

Tata letak pabrik (*Plant Layout*) merupakan proses pengaturan fasilitas fisik yang meliputi peralatan, tenaga kerja, bangunan, serta sarana pendukung lainnya, dengan tujuan untuk mengoptimalkan interaksi antar pekerja, aliran barang, informasi, dan prosedur kerja demi mencapai efisiensi dan efektivitas operasional perusahaan. Perancangan kebutuhan lahan untuk pembangunan pabrik Sulfur Recovery Unit berbahan dasar Gas asam (*Acid gas*) dengan kapasitas produksi sebesar 28.000 ton per tahun. Total perkiraan luas tanah yang dibutuhkan untuk membangun pabrik Sulfur Recovery Unit berbahan dasar Gas asam (*Acid gas*) adalah 1,5 hektar (15.000 m²). Tata letak pabrik umumnya dibagi ke dalam beberapa area utama, yaitu:

4.2.1 Area Administrasi, Laboratorium, dan Fasilitas Pendukung

Area administrasi berfungsi sebagai pusat pengelolaan dan koordinasi kegiatan operasional pabrik. Laboratorium dimanfaatkan untuk pengujian mutu bahan baku dan produk akhir, serta mendukung kegiatan riset dan pengembangan. Fasilitas penunjang seperti kantin, tempat ibadah, klinik, ruang terbuka hijau, dan fasilitas lain yang menunjang kenyamanan serta produktivitas kerja.

4.2.2 Area Proses dan Ruang Kontrol

Area proses merupakan area inti tempat berlangsungnya kegiatan produksi yang mencakup instalasi peralatan, mesin-mesin produksi, penyimpanan bahan baku, serta produk akhir. Ruang kontrol berfungsi untuk mengawasi dan mengendalikan seluruh proses produksi secara terpusat guna menjamin kelancaran dan efisiensi operasional.

4.2.3 Area Penyimpanan, Bengkel, dan Garasi

Area penyimpanan digunakan untuk menampung bahan baku, bahan penolong, produk jadi, serta peralatan produksi lainnya. Bengkel disediakan sebagai tempat perawatan dan perbaikan peralatan apabila terjadi kerusakan, sementara garasi berfungsi sebagai tempat parkir dan perawatan kendaraan operasional pabrik.

4.2.4 Area Utilitas dan *Power Station*

Area ini menyediakan seluruh fasilitas penunjang operasional pabrik, seperti pasokan listrik, air, uap, bahan bakar, serta sistem darurat termasuk instalasi pemadam kebakaran dan peralatan keselamatan lainnya.

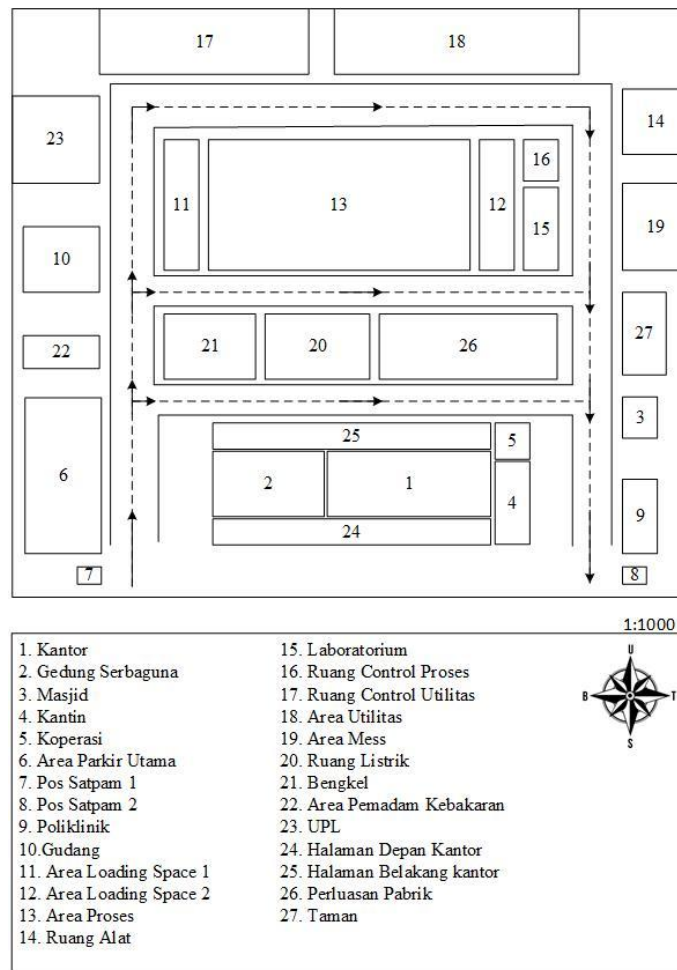
4.2.5 Area Pengolahan Limbah

Area pengolahan limbah berfungsi untuk menangani dan mengolah limbah hasil proses produksi. Pada area ini juga dilakukan pengujian untuk memastikan limbah yang dihasilkan telah memenuhi standar baku mutu lingkungan sebelum dibuang, sehingga tidak mencemari lingkungan sekitar.

Adapun, rincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 4. 1 Rincian Luas Tanah Bangunan Pabrik

No	Nama Bangunan	Panjang, m	Lebar, m	Luas, m ²
1	Kantor	37,5	15	562,5
2	Gedung serbaguna	25,5645	15	383,4675
3	Masjid	8	9,5	76
4	Kantin	8	19	152
5	Koperasi	8	8,33	66,64
6	Area parkir utama	35,75	17,5	625,625
7	Pos satpam 1	5,5	4	22
8	Pos satpam 2	5,5	4	22
9	Poliklinik	17,1	8	136,8
10	Gudang	17,5	15	262,5
11	Area loading space 1	30	8	240
12	Area loading space 2	30	8	240
13	Area proses	60	30	1800
14	Ruang alat	15	15	225
15	Laboratorium	19,06	8	152,48
16	Ruang control process	9,5	8	76
17	Ruang control utilitas	48	15	720
18	Area utilitas	56,1	15	841,5
19	Area Mess	20	15	300
20	Ruang listrik	24	15	360
21	Bengkel	21	15	315
22	Area pemadam kebakaran	17,5	7,5	131,25
23	UPL	20	20	400
24	Halaman depan kantor	63,75	6	382,5
25	Halaman belakang kantor	63,75	6	382,5
26	Perluasan Pabrik	40,8	15	612
27	Taman	19	10	190
28	Jalan	826,8	6	4.961,01
Luas Bangunan				14.638
Luas Tanah				15.000



Gambar 4. 2 Tata Letak Bangunan Pabrik dengan Skala 1:1000

4.3 Tata Letak Mesin / Alat Proses (*Machine Layout*)

Tata letak mesin atau alat proses (machines layout) merupakan pengaturan optimal dari berbagai komponen fasilitas di dalam pabrik. Perancangan tata letak alat proses harus dilakukan secara cermat agar seluruh kegiatan produksi dapat berlangsung secara aman dan efisien, dengan tujuan utama mencapai kondisi tanpa kecelakaan kerja (zero accident). Dalam merancang tata letak alat proses, terdapat sejumlah aspek penting yang perlu diperhatikan, antara lain:

4.3.1 Aliran Bahan baku Produk

Pengaturan aliran bahan baku dan produk yang efisien dapat memberikan manfaat ekonomi yang signifikan serta mendukung kelancaran dan keamanan dalam proses produksi.

4.3.2 Aliran Udara

Sistem sirkulasi udara di area proses dan sekitarnya harus terjamin dengan baik. Ventilasi yang memadai berfungsi untuk mencegah terjadinya penumpukan udara di suatu titik yang dapat menyebabkan akumulasi zat kimia berbahaya dan mengancam keselamatan pekerja.

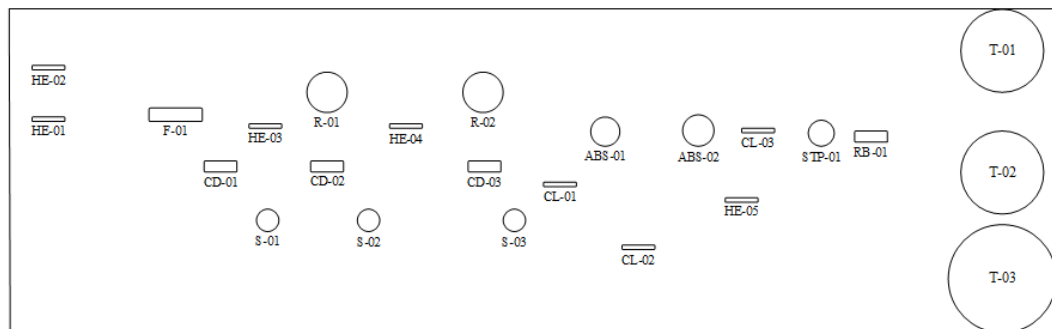
4.3.3 Pencahayaan

Seluruh area pabrik harus memiliki pencahayaan yang cukup, terutama pada malam hari mengingat operasional berlangsung selama 24 jam. Area dengan peralatan berisiko tinggi perlu dilengkapi dengan pencahayaan tambahan untuk meningkatkan kewaspadaan dan keselamatan.

4.3.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Arus lalu lintas pekerja dan kendaraan di area proses perlu dirancang dengan mempertimbangkan lebar jalur, jarak antar peralatan, serta aksesibilitas alat-alat proses. Hal ini penting untuk memudahkan tindakan cepat jika terjadi gangguan atau kerusakan, sehingga risiko bahaya dapat ditekan.

4.3.5 Jarak antar Alat Proses



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses dengan Skala 1:1000

Penempatan peralatan proses harus mempertimbangkan jarak yang cukup antarkomponen, khususnya untuk unit yang beroperasi pada suhu atau tekanan tinggi. Penataan peralatan harus disesuaikan dengan urutan proses kerja dan ditempatkan secara strategis agar mudah dijangkau dalam keadaan darurat, termasuk oleh tim pemadam kebakaran. Setiap unit peralatan juga harus memiliki ruang yang cukup untuk keperluan inspeksi, perawatan, atau pemindahan. Sistem pengendalian alat produksi diatur terpusat di ruang kontrol (control room).

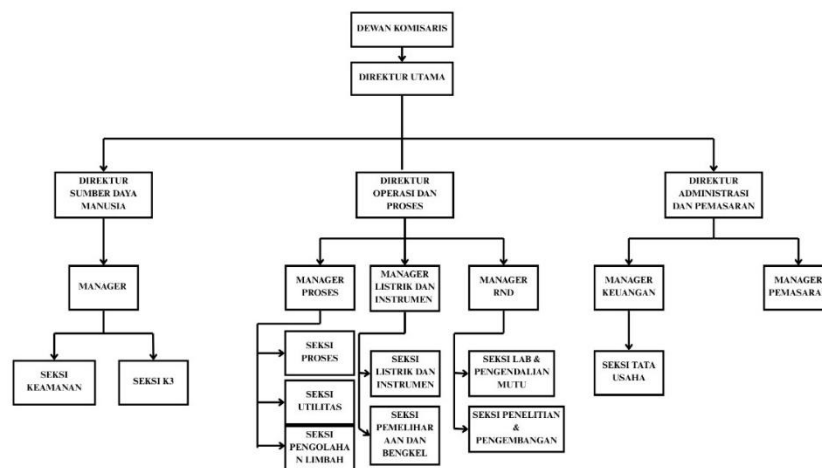
4.4 Struktur Organisasi

Kegiatan dalam perusahaan dapat berjalan secara efisien dan efektif, diperlukan suatu struktur organisasi yang terencana dengan baik. Struktur ini memungkinkan setiap jabatan memahami peran, tanggung jawab, dan batas kewenangannya secara jelas. Oleh karena itu, struktur organisasi mencerminkan pembagian bagian, posisi, tugas, kedudukan, wewenang, serta tanggung jawab masing-masing individu dalam lingkungan perusahaan.

Pada pelaksanaan garis organisasi staf, terdapat dua kelompok utama yang berperan penting, yaitu:

- a. Kelompok pelaksana, yaitu individu-individu yang menjalankan fungsi utama organisasi guna mencapai tujuan perusahaan.
- b. Kelompok staf, yaitu personel yang menjalankan tugas berdasarkan keahlian khusus yang dimilikinya, serta berperan memberikan masukan dan saran kepada unit operasional.

Sementara itu, dalam pelaksanaan tugas dan wewenangnya, pemegang saham sebagai pemilik perusahaan diwakili oleh Dewan Komisaris. Pelaksanaan operasional perusahaan dijalankan oleh Direktur Utama, yang dalam pelaksanaannya dibantu oleh beberapa Direktur. Baik Dewan Komisaris maupun Direktur Utama dipilih melalui Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) oleh para pemegang saham.



Gambar 4. 4 Struktur Organisasi Pabrik

4.4.1 Tugas dan Wewenang

1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris ditetapkan oleh seluruh pemegang saham melalui mekanisme Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada umumnya, anggota Dewan Komisaris merupakan individu atau badan hukum yang memiliki kepemilikan saham mayoritas atau memiliki pengalaman serta pemahaman mendalam terhadap perusahaan. Dewan Komisaris bertanggung jawab kepada RUPS atas seluruh aktivitas yang dijalankan oleh perusahaan. Adapun tugas utama Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menunjuk dan menyusun jajaran direksi yang akan menjalankan operasional perusahaan
- b. Melakukan pengawasan terhadap kinerja direksi
- c. Mengatur pelaksanaan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

2. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pemimpin tertinggi dalam struktur manajemen perusahaan dan memiliki tanggung jawab langsung kepada Dewan Komisaris atas seluruh kebijakan yang telah ditetapkan dan dijalankan perusahaan. Adapun tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- a. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan agar tercipta komunikasi yang efektif antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- b. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari Rapat Umum Pemegang Saham.

- c. Mengoordinasikan kerja sama antar divisi, khususnya bagian operasional, sumber daya manusia, dan administrasi.

3. Direktur Sumber Daya Manusia

Direktur Sumber Daya Manusia bertanggung jawab dalam memastikan kualitas sumber daya manusia di perusahaan tetap terjaga, antara lain melalui penyelenggaraan pelatihan kerja. Hal ini bertujuan untuk mempertahankan dan meningkatkan etos kerja seluruh karyawan.

4. Direktur Operasi dan Proses

Direktur Operasi dan Proses memiliki wewenang dalam merumuskan kebijakan teknis serta operasional pabrik, serta bertanggung jawab dalam memastikan kelancaran dan kesinambungan proses produksi. Dalam pelaksanaan tugasnya, Direktur Operasi dan Proses membawahi beberapa manajer, yaitu:

1. Manager Proses

- a. Mengelola dan menjalankan proses produksi.
- b. Mengawasi ketersediaan bahan baku, penyimpanan hasil produksi, serta pengaturan transportasi produk.
- c. Bertanggung jawab atas kelancaran fungsi utilitas dan kegiatan operasional produksi.

2. Manager Pemeliharaan Listrik dan Instrumentasi, memiliki wewenang untuk:

- a. Mengawasi serta melaksanakan kegiatan pemeliharaan peralatan pabrik, dengan memperhatikan aspek keselamatan kerja.

- b. Melakukan perbaikan peralatan untuk mendukung kelancaran proses operasional.
- c. Melakukan pemeriksaan berkala terhadap sistem instrumentasi dan kelistrikan pabrik.

3. Manager RND, memiliki wewenang untuk:

- a. Melaksanakan pengecekan pada sistem instrumentasi kelistrikan.
- b. Melakukan uji coba terhadap material hasil proses produksi guna memastikan kelayakannya sebelum didistribusikan ke pasar.

4. Direktur Administrasi dan Pemasaran

Direktur Administrasi dan Pemasaran memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran pendapatan dan belanja perusahaan, serta bertanggung jawab dalam mengawasi dan mengendalikan keuangan perusahaan guna memastikan pengelolaan dana berjalan secara efektif dan efisien.

5. Seksi

Setiap seksi memiliki peran dan kewenangan dalam melaksanakan tugas-tugas sesuai dengan rencana kerja yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian masing-masing. Masing-masing seksi bertanggung jawab kepada bagian yang menaunginya. Adapun pembagian seksi beserta tugasnya adalah sebagai berikut:

a. Seksi Proses

Bertanggung jawab memastikan kelancaran dan pelaksanaan proses produksi di pabrik.

b. Seksi Utilitas

Bertanggung jawab menyediakan kebutuhan air, uap (steam), bahan bakar, dan udara tekan yang digunakan dalam proses maupun sistem instrumentasi.

c. Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

Bertanggung jawab melakukan perawatan, pemeliharaan, serta penggantian alat-alat dan fasilitas pendukung proses produksi secara berkala maupun darurat.

d. Seksi Listrik dan Instrumentasi

Bertanggung jawab menjamin ketersediaan energi listrik dan kelayakan sistem instrumentasi guna mendukung kelancaran proses produksi.

e. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Bertanggung jawab dalam melaksanakan kegiatan penelitian dan pengembangan untuk mendukung inovasi serta peningkatan mutu produk dan proses produksi perusahaan.

f. Seksi Laboratorium dan Pengendali Mutu

Bertanggung jawab dalam pengendalian mutu terhadap bahan baku, bahan tambahan, serta produk akhir agar sesuai dengan standar yang ditetapkan.

g. Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3)

Bertanggung jawab dalam memastikan kesehatan karyawan dan keluarga, serta menangani aspek keselamatan kerja di lingkungan perusahaan.

h. Seksi Unit Pengolahan Limbah

Bertanggung jawab dalam melaksanakan pengolahan limbah hasil produksi agar sesuai dengan ketentuan lingkungan yang berlaku dan aman bagi lingkungan sekitar.

i. Seksi Tata Usaha

Bertanggung jawab mengelola administrasi, kesekretariatan, perencanaan perlengkapan, dan aset perusahaan serta menjalankan kebijakan teknis di bidang administrasi.

j. Seksi Keamanan

Bertanggung jawab atas pelaksanaan pengawasan dan pengamanan terhadap seluruh aset dan aktivitas perusahaan.

4.4.2 Jadwal Kerja dan Sistem Gaji Karyawan

Pabrik Sulfur Recovery Unit direncanakan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu operasional 24 jam per hari. Sisa hari dalam satu tahun yang tidak digunakan untuk produksi dialokasikan untuk kegiatan perawatan, perbaikan, atau penghentian sementara operasional (shut down). Berdasarkan sistem jam kerjanya, tenaga kerja di perusahaan ini terbagi ke dalam dua kelompok, yaitu karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

a. Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan

Sumber Daya Manusia (SDM) merupakan komponen krusial yang menentukan kelangsungan serta efisiensi operasional pabrik SRU. Oleh karena itu, penentuan jumlah tenaga kerja dan kualifikasi pendidikan yang sesuai perlu dirancang secara cermat agar operasional pabrik dapat berjalan secara optimal dengan dukungan tenaga kerja yang kompeten di bidangnya.

Berdasarkan struktur perusahaan, tenaga kerja diklasifikasikan berdasarkan jenjang jabatan dan divisi yang mencerminkan sistem organisasi fungsional-hierarkis. Setiap posisi memiliki kriteria pendidikan minimal yang disesuaikan

dengan bidang keahlian tertentu. Ketentuan ini diberlakukan untuk menjamin bahwa setiap karyawan memiliki kualifikasi yang tepat guna menjalankan peran dan tanggung jawabnya secara profesional.

b. Alasan Pemilihan Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja pada pabrik Sulfur Recovery Unit dengan kapasitas produksi 28.000 ton per tahun ditetapkan melalui analisis kebutuhan tenaga kerja di sektor industri, perbandingan dengan pabrik sejenis, serta pertimbangan keseimbangan antara efisiensi penggunaan tenaga kerja dan efektivitas operasional pabrik.

Sebagai acuan, PT. Kilang Pertamina Internasional, salah satu produsen Sulfur di Indonesia, mempekerjakan sekitar 300 karyawan untuk kapasitas produksi sebesar 160.000 ton per tahun. Jika digunakan pendekatan rasio sederhana, maka jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan untuk kapasitas produksi 28.000 ton per tahun dapat dihitung secara proporsional, yaitu:

$$\frac{160.000 \text{ ton}}{300 \text{ karyawan}} = 533 \text{ ton/karyawan}$$

Dengan pendekatan ini, jika pabrik kita menggunakan rasio tenaga kerja yang sama:

$$\frac{28000 \text{ ton}}{533 \text{ ton/karyawan}} = 52 \text{ karyawan}$$

Berdasarkan standar industri pabrik Sulfur Recovery Unit serta pertimbangan efisiensi tenaga kerja, jumlah 52 karyawan ditetapkan sebagai jumlah yang optimal untuk mendukung kelancaran operasional pabrik. Angka ini dipilih guna memastikan proses produksi berjalan efektif tanpa menimbulkan kondisi kelebihan (overstaffing) maupun kekurangan tenaga kerja (understaffing).

c. Karyawan *non-shift*

Karyawan non-shift merupakan tenaga kerja yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi. Kelompok ini mencakup direktur, staf ahli, kepala bagian, kepala seksi, serta seluruh pegawai yang menjalankan tugas administratif atau manajerial di kantor. Jam kerja karyawan non-shift mengikuti sistem kerja lima hari dalam seminggu, dengan rincian sebagai berikut:

Senin-Kamis : 07.00-16.00 WIB (istirahat 12.00-13.00)

Jumat : 07.00-16.00 WIB (istirahat 11.30-13.30)

Sabtu-Minggu : Hari libur, termasuk hari libur nasional

d. Karyawan Shift

Karyawan shift merupakan tenaga kerja yang secara langsung terlibat dalam proses produksi atau bertanggung jawab pada unit-unit kerja yang berkaitan dengan kelancaran dan keamanan operasional pabrik. Posisi yang termasuk dalam kategori ini meliputi operator produksi, sebagian personel teknis, staf gudang dan utilitas, personel pengendalian, laboratorium, serta petugas keamanan yang bertugas selama proses produksi berlangsung.

Para karyawan akan bekerja secara bergantian sehari semalam. Karyawan shift dibagi dalam 3 shift dengan pengaturan sebagai berikut:

Shift Pagi : 07.00-16.00 WIB

Shift Sore : 16.00-00.00 WIB

Shift Malam : 00.00-07.00 WIB

Karyawan shift bekerja secara bergiliran dalam sistem rotasi yang terdiri dari empat regu, di mana tiga regu secara aktif bergantian menjalankan operasional,

sementara satu regu lainnya mendapatkan waktu cuti. Setiap karyawan shift memperoleh cuti tahunan selama 12 hari yang dijadwalkan bergantian untuk tetap menjaga kesinambungan produksi pabrik. Pembagian shift ini bertujuan untuk memastikan seluruh proses produksi dapat berjalan secara efisien dan aman tanpa gangguan. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift yang dapat dilihat pada tabel 4.2 sebagai berikut:

Tabel 4. 2 Sistem kerja Karyawan

Kelompok Kerja	Jam Kerja	Jam Istirahat
<i>Shift 1</i>	07.00-16.00	11.30-12.30
<i>Shift 2</i>	16.00-00.00	18.30-19.30
<i>Shift 3</i>	00.00-07.00	04.00-05.00

Sistem kerja karyawan shift dibagi ke dalam empat kelompok (A, B, C, dan D). Dalam pelaksanaannya, setiap hari hanya tiga kelompok yang bertugas secara bergantian, sementara satu kelompok mendapatkan hari libur. Masing-masing kelompok menjalani enam hari kerja diikuti dua hari libur dalam satu siklus mingguan.

Pada hari libur nasional atau hari besar yang telah ditetapkan pemerintah, kelompok yang sesuai jadwal tetap harus masuk kerja untuk menjaga kontinuitas operasional pabrik. Namun demikian, hari kerja pada tanggal tersebut akan dihitung sebagai lembur dan karyawan yang bertugas akan memperoleh insentif tambahan sesuai ketentuan perusahaan. Setiap shift dipimpin oleh seorang Kepala Shift yang bertanggung jawab atas pelaksanaan kegiatan operasional dalam waktu kerjanya.

Jadwal kerja masing-masing kelompok telah disusun secara rotasi untuk memastikan keseimbangan beban kerja dan efisiensi operasional pabrik selama 24 jam penuh setiap harinya.

Jadwal kerja masing-masing kelompok sebagai berikut:

Tabel 4. 3 Jadwal shift Karyawan

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III
B		I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I
C	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II
D	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II	

Tabel 4. 4 Jadwal shift Karyawan (Lanjutan)

Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III
B	III		I	I	I		II	II	II		II	III	III		I
C	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I	
D	II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II

Keterangan:

Hari : 1, 2, 3, ..., 30

Regu : Tim kerja bergiliran (A, B, C, D)

Shift :

1. I : Pagi (07.00-16.00)
2. II : Sore (16.00-00.00)
3. III : Malam (00.00-07.00)
4. ■ : Libur

e. Sistem Gaji Karyawan

Sistem penggajian di perusahaan ini disusun berdasarkan beberapa kriteria, antara lain tingkat jabatan atau golongan, kualifikasi pendidikan, pengalaman kerja, serta tingkat risiko pekerjaan di lingkungan kerja masing-masing. Berdasarkan sistem tersebut, gaji diklasifikasikan menjadi tiga jenis utama, yaitu:

1) Gaji Bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan tetap, dengan besaran yang ditentukan sesuai dengan ketentuan perusahaan, dan dibayarkan secara rutin setiap tanggal 1 tiap bulannya.

2) Gaji Harian

Gaji harian ditujukan bagi karyawan tidak tetap, termasuk buruh harian dan tenaga kerja borongan. Pembayaran dilakukan berdasarkan jumlah hari kerja yang telah dijalani.

3) Gaji Lembur

Gaji lembur merupakan kompensasi tambahan yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja normal sesuai peraturan yang berlaku.

Rincian nominal gaji yang diterima oleh masing-masing karyawan berdasarkan jabatan atau golongan dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 4. 4 Jumlah Gaji dan Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
1	Dewan Komisaris	2	Rp50.000.000
2	Direktur Utama	1	Rp35.000.000
3	Direktur Operasi dan Produksi	1	Rp35.000.000
4	Direktur Administrasi dan Umum	1	Rp35.000.000
5	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp35.000.000
6	Ka. Bag. Perencanaan dan Pengendalian	1	Rp20.000.000
7	Ka. Bag. Teknologi	1	Rp20.000.000
8	Ka. Bag. Administrasi Keuangan	1	Rp20.000.000
9	Ka. Bag. PSDM	1	Rp20.000.000
10	Ka. Bag. Umum	1	Rp20.000.000
11	Ka. Bag. IT	1	Rp20.000.000
12	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp15.000.000
13	Ka. Sek. Bengkel dan Pemeliharaan	1	Rp15.000.000
14	Ka. Sek. Operasi dan Pemeliharaan	1	Rp10.000.000
15	Ka. Sek. Proses	1	Rp15.000.000
16	Ka. Sek. Administrasi Pemasaran	1	Rp15.000.000
17	Ka. Sek. Administrasi Penjualan	1	Rp15.000.000
18	Ka. Sek. Pengolahan Energi	1	Rp15.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan
19	Ka. Sek. Pengendalian Kualitas	1	Rp15.000.000
20	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp15.000.000
21	Ka. Sek. Pelayanan Umum	1	Rp15.000.000
22	Ka. Sek. Akuntansi Biaya	1	Rp15.000.000
23	Ka. Sek. Pelapor Keuangan dan Manajemen	1	Rp15.000.000
24	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp15.000.000
25	Ka. Sek. Kesehatan dan Keselamatan Kerja	1	Rp15.000.000
26	Karyawan Pemasaran	4	Rp10.000.000
27	Karyawan K3	5	Rp10.000.000
28	Karyawan Kas/Anggaran	4	Rp10.000.000
29	Karyawan Proses dan Utilitas	21	Rp10.000.000
30	Karyawan Pemeliharaan	4	Rp10.000.000
31	Perawat	4	Rp5.800.000
32	Satpam	6	Rp2.645.000
33	Supir	6	Rp2.645.000
34	Cleaning Service	6	Rp2.645.000
TOTAL		86	Rp578.735.000

f. Cuti Karyawan

Perusahaan ini menerapkan kebijakan cuti karyawan berdasarkan ketentuan dalam Undang-Undang Ketenagakerjaan No. 13 Tahun 2003.

g. Cuti Tahunan

Setiap karyawan berhak atas 12 hari cuti kerja dalam setahun. Jika hak cuti tersebut tidak digunakan dalam tahun berjalan, maka cuti tersebut tidak dapat diakumulasi atau hangus.

h. Cuti Sakit

Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang mengalami gangguan kesehatan dengan bukti surat keterangan dokter. Cuti ini juga mencakup karyawan wanita yang menjalani proses persalinan.

i. Cuti Melahirkan

Karyawan wanita yang melahirkan berhak atas cuti selama 3 bulan dengan tetap menerima gaji penuh, dengan syarat jarak kelahiran anak pertama dan kedua minimal dua tahun.

j. Cuti Pernikahan

Karyawan yang menikah memperoleh 3 hari cuti, sedangkan jika anak dari karyawan menikah, maka diberikan 1 hari cuti.

k. Cuti Kematian

Jika yang meninggal adalah orang tua, pasangan (suami/istri), atau anak, karyawan berhak atas 2 hari cuti. Jika yang meninggal adalah saudara kandung atau mertua, diberikan 1 hari cuti.

l. Cuti Besar

Karyawan yang telah bekerja secara terus-menerus selama 5 tahun berhak atas cuti besar selama 1 bulan. Cuti ini dapat diambil secara penuh sekaligus atau dicicil bertahap sesuai kebutuhan dan kebijakan perusahaan.

BAB V

UTILITAS

Dalam operasional suatu pabrik, keberadaan fasilitas pendukung sangat krusial. Salah satu komponen penting adalah unit utilitas, yang berfungsi untuk menjamin kelancaran dan kestabilan proses produksi. Unit ini mencakup beragam sistem pendukung yang melayani berbagai kebutuhan operasional pabrik. Unit utilitas terdiri dari:

a. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Unit pengolahan dan penyediaan air memiliki fungsi untuk memasok air proses, air pendingin, air umpan boiler, serta air sanitasi yang digunakan di area perkantoran maupun fasilitas lingkungan pabrik. Sementara itu, sistem pendinginan dimanfaatkan dalam proses cooling guna menjaga suhu operasi tetap stabil.

b. Unit Pembangkit *Steam*

Unit penyedia air pemanas (*steam*) sebagai proses pemanasan pada heater dan reboiler.

c. Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan energi listrik pabrik yang mencakup penggerak mesin produksi hingga penerangan, dipasok oleh PLN sebagai sumber utama. Untuk mengantisipasi potensi gangguan, sebuah generator telah disiapkan sebagai sumber tenaga listrik cadangan

d. Unit Penyedia Udara tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi sebagai penyedia udara tekan untuk menjalankan sistem instrumentasi. Udara tekan diperlukan untuk alat kontrol pneumatik. Alat penyediaan udara tekan berupa kompresor dan tangki udara.

e. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar berfungsi untuk menyediakan bahan bakar penggerak generator.

f. Unit Pengolahan Limbah

Unit pengolahan limbah berfungsi untuk menghilangkan zat pencemar yang terdapat dalam air limbah. Pengolahan ini dapat dilakukan dengan menggunakan metode fisika, kimia, maupun biologi guna mengatasi kontaminan yang bersifat fisik, kimiawi, maupun biologis.

5.1. Unit Penyedia dan Pengolahan Air

Unit penyediaan dan Pengolahan Air dalam suatu pabrik berfungsi untuk memenuhi kebutuhan air dengan spesifikasi yang sesuai untuk berbagai keperluan, seperti proses produksi, pendinginan, sanitasi, dan pengolahan limbah.

5.1.1 Kebutuhan Air

Air merupakan salah satu elemen penting dalam operasional pabrik, baik sebagai media pendukung maupun komponen esensial dalam berbagai proses pendukung utilitas. Pada pabrik SRU ini, unit pengadaan dan pengolahan air berperan dalam menyediakan serta mengolah air yang digunakan untuk berbagai keperluan seperti pendinginan peralatan, sistem pemadam kebakaran, kebutuhan

sanitasi, hingga unit penunjang lainnya. Dalam perancangan fasilitas pabrik yang berlokasi dekat kawasan pesisir, air laut dari daerah sekitar kota Cilacap dipilih sebagai sumber utama. Pemilihan air laut ini didasarkan pada beberapa pertimbangan teknis dan ekonomis, antara lain ketersediaan yang melimpah serta efisiensi pasokan untuk unit-unit utilitas pabrik.

1. Pabrik ini memerlukan pasokan air dalam jumlah besar, sehingga air laut dipilih sebagai sumber utama karena ketersediaannya yang melimpah dan dinilai mampu mencukupi seluruh kebutuhan operasional pabrik.
2. Lokasi pabrik yang berdekatan dengan pesisir menjadikan air laut sebagai sumber air terdekat, sehingga mempermudah distribusi dan efisiensi pengadaan air.
3. Air laut memiliki kualitas yang relatif lebih konsisten dibandingkan air sungai, yang cenderung fluktuatif tergantung musim. Misalnya, selama musim hujan, kandungan TDS (Total Dissolved Solids) dalam air sungai dapat meningkat signifikan dibandingkan musim kemarau, yang berpotensi mengganggu kestabilan sistem pengolahan air.

Terdapat berbagai macam kebutuhan air di pabrik SRU ini, yaitu

a. Air Untuk Keperluan Untuk Keperluan Umum

Air untuk keperluan umum merupakan air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan sanitasi, yang meliputi air kebutuhan karyawan, laboratorium, taman, service water, dan air cadangan. Berikut merupakan air untuk keperluan umum.

Tabel 5. 1 Kebutuhan air umum pabrik

Kebutuhan	Jumlah	<i>Flowrate</i>, kg/jam
Kantor dan Karyawan	120 liter/orang/hari	890
Laboratorium dan Taman	20% dari kebutuhan karyawan	178
<i>Service Water</i> dan Cadangan	140% dari total jumlah kebutuhan karyawan, lab, dan taman	1495,2
Total Air Keperluan Umum		2563,2

Untuk keamanan, disediakan air dengan tambahan overdesign sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 3075,84 kg/jam.

b. Air untuk Pemadam Kebakaran (*Hydrant Water*)

Air untuk keperluan pemadaman kebakaran merupakan bagian penting dari sistem pendukung keselamatan (safety) pada pabrik SRU. Air ini disediakan khusus untuk mengatasi potensi insiden kebakaran yang mungkin terjadi di area pabrik. Sistem hydrant tidak beroperasi secara kontinu, melainkan hanya diaktifkan secara insidental saat kondisi darurat. Kebutuhan air untuk sistem pemadam ini diperkirakan mencapai sekitar 20% dari total kebutuhan air umum, yaitu sekitar 615,168 kg per jam.

c. Air Pendingin

Air pendingin digunakan dalam sistem pendingin (*cooling system*) untuk menjaga suhu operasi peralatan proses. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam

pengolahan air pendingin:

- 1) Kesadahan (*Hardness*) yang dapat menyebabkan kerak.
- 2) Besi yang dapat menimbulkan korosi.
- 3) Minyak yang dapat menyebabkan terbentuknya lapisan film yang mengakibatkan terganggunya koefisien transfer panas serta menimbulkan endapan.

Pada pabrik Sulfur Recovery, dibutuhkan pendingin yang digunakan pada heat exchanger. Jumlah pendingin yang dibutuhkan sebagai berikut:

Tabel 5. 2 Kebutuhan air pendingin

Nama Alat	<i>Flowrate</i>, kg/jam
CL-01	15.162,79
CL-02	1.282,21
CL-03	101,37
Total	16.546,39

Untuk menjamin aspek keselamatan operasional, pasokan air pendingin disediakan dengan tambahan oversize sebesar 20% dari total kebutuhan, sehingga total air untuk kebutuhan umum mencapai 19.855,67 kg/jam. Sistem pendinginan terdiri atas cooling tower, kolam penampung (cold basin), serta jaringan distribusi air pendingin.

Selama kondisi operasi steady, cooling tower berpotensi mengalami kehilangan air akibat beberapa mekanisme, yakni penguapan (evaporation loss), kehilangan melalui aliran udara (drift loss), dan pembuangan air (blowdown). Oleh karena itu, untuk menggantikan kehilangan tersebut, disediakan make-up water

sebesar 533,37 kg/jam

d. Air Pembangkit *Steam* / Air Umpan Boiler

Air umpan boiler digunakan untuk menghasilkan steam yang berperan sebagai penunjang kelangsungan proses produksi di pabrik SRU. Steam yang dihasilkan berupa uap jenuh (saturated steam) dengan suhu operasi sekitar 300°C.

Kebutuhan air umpan boiler pada pabrik SRU adalah sebagai berikut:

Tabel 5. 3 Kebutuhan Air Umpan Boiler

Nama Alat	<i>Flowrate</i>, kg/jam
Heater - 01	577,87
Heater - 02	2.631,14
Heater - 03	2.496,79
Heater - 04	1.742,21
Heater - 05	25,66
Reboiler-01	9.958,62
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	17.432,29

Untuk alasan keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 20.918,74 kg/jam.

Kehilangan air pada proses pembuatan *steam* di dalam boiler dapat terjadi akibat *blowdown*, sehingga diperlukan tambahan air sebagai *make-up water* saat proses telah mencapai kondisi *steady*. Kehilangan air akibat *blowdown* sebesar

3.137,81 kg/jam. Nilai ini diperoleh berdasarkan perhitungan sebagai berikut:

$$\text{Blowdown Rate} = \frac{\text{Steam Flowrate}}{\text{COC}-1}$$

COC (*Cycle of Concentration*) adalah perbandingan antara konsentrasi zat terlarut (dalam hal ini *total dissolved solids*/TDS) di dalam air boiler dengan konsentrasi TDS di dalam air *make-up*. Dengan kata lain, COC menunjukkan berapa kali air di dalam boiler mengalami siklus penguapan sebelum sebagian dari air tersebut dibuang (*blowdown*) untuk menjaga kadar TDS tetap aman. Dalam proses ini, diambil nilai COC sebesar 40. Berdasarkan perhitungan, *make up water* yang diperlukan adalah sebesar 4.183,74kg/jam.

Tabel 5. 4 Jumlah Steam yang dihasilkan

Unit	Jumlah Steam Yang Dihasilkan
<i>Waste Heat Boiler</i>	6.391,15
Kondensor-03	2.457,12
Ketel Boiler	8.584,01
Total	17.432,29

e. Air Keperluan Proses

Pada pabrik SRU ini, diperlukan air untuk keperluan proses pada penyerapan sulfur dioksida yang diumpankan pada Absorber 1 (ABS-01). Kebutuhan air untuk keperluan proses antara lain:

Tabel 5. 5 Kebutuhan Air Proses

Nama Alat	<i>Flowrate, kg/jam</i>
ABS-01	33.949
Total	33.949

Untuk alasan keamanan, disediakan air dengan tambahan *overdesign* sebesar 20% dari total kebutuhan. Dengan demikian, air yang disediakan untuk kebutuhan umum adalah sebesar 48.886,14 kg/jam.

f. Sumber Air

Air merupakan salah satu utilitas penting yang menunjang kelancaran operasional pabrik SRU, terutama dalam proses pendinginan, pembangkitan steam, dan kebutuhan umum lainnya. Oleh karena itu, ketersediaan sumber air dengan kapasitas dan kualitas yang memadai menjadi salah satu faktor utama yang harus diperhatikan dalam perancangan fasilitas utilitas pabrik.

Tabel 5. 6 Total kebutuhan air utilitas (*Ovedesign* 20%)

Kebutuhan Air	<i>Flowrate, kg/jam</i>
Air Untuk Keperluan Umum/Air Sanitasi	3075,84
Air Untuk Kebutuhan Pemadaman	615,16
Air Pendingin	19.855,67
Air Umpan Boiler	20.918,74
Air Proses	40.738,45
Total Kebutuhan Air Keseluruhan	85.203,88

Pabrik SRU ini direncanakan dibangun di Kota Cilacap, Provinsi Jawa Tengah, yang secara geografis terletak di wilayah pesisir dan berbatasan langsung dengan Laut Selatan Jawa. Dengan mempertimbangkan ketersediaan sumber air yang melimpah dan kontinuitas suplai sepanjang waktu, maka sumber air yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan operasional pabrik ini berasal dari air laut yang diambil dari wilayah Laut Selatan Jawa. Jika dibandingkan dengan total kebutuhan air pabrik sebesar 43.166,9 kg/jam, maka dinilai aman dan layak digunakan sebagai sumber air utama.

5.1.2 Unit Pengolahan Air

Pemanfaatan air laut sebagai sumber utama dilakukan melalui sistem pengambilan dan pengolahan yang dirancang secara khusus guna menjamin bahwa air tersebut memenuhi persyaratan kualitas untuk digunakan dalam proses maupun utilitas di pabrik SRU. Pengolahan air dilakukan secara bertahap, dimulai dari proses fisika dan kimia, hingga tahap pemurnian lanjutan sebelum didistribusikan ke berbagai unit yang membutuhkan di dalam pabrik.

Adapun tahapan proses pengolahan air adalah sebagai berikut:

1) Penyaringan Awal/Screening

Screening merupakan tahap awal dalam pengolahan air laut, yang berfungsi untuk menyaring material berukuran besar seperti plastik, kayu, ranting, dan benda terapung lainnya yang terbawa bersama aliran air. Proses ini menggunakan bar screen dengan celah antar bilah yang dirancang hanya partikel besar yang tertahan, sementara air dan partikel halus dapat mengalir menuju tahap berikutnya. Setelah melalui proses penyaringan ini, air laut kemudian dipompa menuju kolam

ekualisasi (equalization basin) untuk tahapan pengolahan selanjutnya.

2) Kolam Ekualisasi dan Sedimentasi

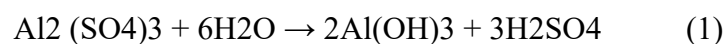
Air yang telah melewati tahap screening akan dialirkan ke kolam ekualisasi, yang berfungsi sebagai penampung sementara sekaligus penstabil aliran dan kualitas air sebelum memasuki unit pengolahan berikutnya. Kolam ini juga berperan sebagai penyangga (buffer) terhadap fluktuasi debit serta variasi konsentrasi zat terlarut.

Setelah melalui proses ekualisasi, air dialirkan menuju tahap sedimentasi, di mana partikel tersuspensi berukuran besar diendapkan secara gravitasi. Tahapan ini bertujuan untuk mengurangi beban kontaminan yang harus ditangani pada proses-proses pengolahan selanjutnya

3) Koagulasi, Flokulasi, dan Pengendapan

Tahapan ini bertujuan untuk menghilangkan partikel-partikel halus yang tidak dapat terendapkan melalui proses gravitasi biasa. Caranya adalah dengan menetralkan muatan koloid, sehingga partikel-partikel tersebut dapat saling berikatan membentuk flok berukuran besar yang mudah mengendap.

Dalam proses koagulasi, ditambahkan zat kimia koagulan berupa aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) ke dalam air. Penambahan senyawa ini menghasilkan ion Al^{3+} , yang akan bereaksi dengan ion hidroksida (OH^-) dalam air, membentuk endapan aluminium hidroksida ($\text{Al}(\text{OH})_3$). Endapan ini berfungsi sebagai media pengikat antara partikel tersuspensi dan koloid. Reaksi kimia yang terjadi dapat dituliskan sebagai berikut:



Proses ini menyebabkan penurunan pH air akibat terbentuknya asam sulfat (H_2SO_4). Untuk menjaga pH tetap dalam rentang optimal koagulasi (sekitar 6,5–7,5), ditambahkan natrium karbonat (Na_2CO_3) sebagai agen penyesuai pH (alkali agent). Selain menetralkan keasaman, Na_2CO_3 juga membantu mengendapkan ion kalsium (Ca^{2+}) dalam bentuk kalsium karbonat (CaCO_3) apabila kandungan kalsium dalam air cukup tinggi. Reaksi yang terjadi adalah:



Setelah proses koagulasi, air diarahkan ke unit flokulasi, di mana dilakukan pengadukan lambat untuk memperbesar ukuran flok yang terbentuk agar mudah mengendap di unit pengendapan (clarifier). Air bersih dari bagian atas clarifier kemudian dilanjutkan ke tahap filtrasi, sedangkan endapan lumpur dari bagian bawah dialirkan ke sistem pengolahan lumpur (sludge treatment).

Selanjutnya, air dialirkan ke unit flokulasi, di mana dilakukan pengadukan lambat untuk memperbesar ukuran flok-flok yang telah terbentuk, sehingga dapat lebih mudah mengendap di unit pengendapan atau *clarifier*. Air jernih yang berada di bagian atas kemudian diteruskan ke tahap filtrasi, sementara lumpur hasil pengendapan dibuang ke sistem pengolahan lumpur.

4) Clarifier

Clarifier berfungsi untuk pengendapan untuk menjernihkan air bahan baku seperti air sungai atau tanah. *Clarifier* dapat menghilangkan *solid* tersuspensi. Untuk mempercepat pengendapan lazimnya ditambahkan *chemical* koagulan dan flokulan agar terjadi proses koagulasi dan flokulasi pada air.

5) Sand Filter

Sand filter merupakan unit penyaringan air yang memanfaatkan lapisan pasir sebagai media filtrasi untuk menghilangkan partikel koloid, kekeruhan, serta padatan tersuspensi dalam air. Proses filtrasi ini bekerja secara fisik, di mana air dialirkan secara vertikal dari bagian atas ke bawah melalui media pasir, dan partikel tersuspensi serta sisa flok akan tertahan di sela-sela butiran pasir.

Agar kinerja filtrasi tetap optimal, sand filter perlu dibersihkan secara berkala melalui proses backwashing, yaitu dengan membalik arah aliran air guna mengangkat dan membuang kotoran yang terperangkap di media. Metode ini terbukti efektif dalam menurunkan tingkat kekeruhan air. Jenis pasir yang umum digunakan dalam sistem ini meliputi pasir besi, pasir kuarsa, dan kerikil (gravel) sebagai lapisan penopang

6) Carbon Filter

Carbon filter berfungsi untuk menyerap senyawa seperti klorin bebas dan kloramin, yang dapat menimbulkan bau serta rasa tidak sedap pada air. Filter ini biasanya digunakan sebagai tahap awal dalam sistem pemurnian air, khususnya sebelum proses reverse osmosis (RO), dengan tujuan untuk melindungi membran RO dari kerusakan atau penyumbatan akibat kontaminan kimia. Karena karbon aktif memiliki struktur berpori dan permukaan granular yang luas, media ini rentan terhadap pertumbuhan mikroorganisme seperti bakteri dan lumut. Oleh karena itu, penggantian karbon aktif secara berkala diperlukan untuk menjaga efektivitas penyaringan dan mencegah penurunan kualitas air.

7) Reverse Osmosis

Setelah melalui proses filtrasi menggunakan sand filter dan carbon filter, air hasil pengolahan masih mengandung garam-garam terlarut dan senyawa ionik yang tidak dapat disaring oleh media filter konvensional. Oleh karena itu, proses lanjutan yang digunakan adalah Reverse Osmosis (RO).

Pada pabrik Sulfur ini, sistem reverse osmosis dibagi menjadi dua tahap, yaitu Seawater Reverse Osmosis (SWRO) dan Brackish Water Reverse Osmosis (BWRO).

1) SWRO (*Sea Water Reverse Osmosis*)

Setelah melewati proses penyaringan dengan sand filter dan carbon filter, air hasil pengolahan masih mengandung garam-garam terlarut serta senyawa ionik yang tidak dapat disaring menggunakan media filtrasi konvensional. Oleh karena itu, proses lanjutan berupa Reverse Osmosis (RO) digunakan untuk mencapai tingkat kemurnian yang lebih tinggi. Reverse osmosis bekerja dengan memberikan tekanan tinggi pada air agar dapat melewati membran semipermeabel, yang hanya memungkinkan molekul air untuk lolos, sementara ion garam, senyawa organik, dan kontaminan lainnya akan tertahan.

Tahap awal dari proses ini adalah SWRO (Seawater Reverse Osmosis), yang dirancang khusus untuk mengolah air laut dengan salinitas tinggi. Karena tingginya tekanan osmotik, membran SWRO harus mampu menahan tekanan hingga 41–69 bar. Proses ini dapat menghilangkan lebih dari 99% kandungan garam, menghasilkan permeat dengan kadar TDS di bawah 500 ppm. Sistem ini memiliki

recovery rate sebesar 45%, artinya 45% dari air laut yang masuk menjadi air bersih, sedangkan sisanya (55%) menjadi konsentrat (brine) yang dibuang atau diproses lebih lanjut.

2) BWRO (Brackish Water Reverse Osmosis)

BWRO (Brackish Water Reverse Osmosis) diterapkan untuk memproses air hasil intermediate treatment dari tahapan SWRO, yang masih mengandung garam dalam konsentrasi sedang. Karena kadar TDS (Total Dissolved Solids) pada tahap ini sudah lebih rendah dibandingkan air laut, sistem BWRO bekerja pada tekanan yang lebih ringan, yakni antara 17 hingga 41 bar.

Fungsi utama dari unit BWRO ini adalah sebagai unit pemoles akhir (polishing unit) yang memastikan air telah mencapai standar demineralisasi sebelum diarahkan ke tahap lanjutan seperti ion exchanger, atau langsung digunakan pada unit utilitas pabrik SRU. Sistem ini memiliki recovery rate sekitar 75%, dengan konsentrat (brine) yang dihasilkan sekitar 15% dari laju aliran air yang masuk. Melalui kombinasi dua tahap reverse osmosis, yaitu SWRO dan BWRO, kualitas air yang dihasilkan dapat disesuaikan dengan persyaratan teknis pabrik SRU, termasuk sebagai boiler feed water, make-up water pada sistem pendingin, maupun untuk kebutuhan proses lainnya.

Air hasil pemurnian kemudian disimpan di dalam tangki permeat atau tangki air hasil desalinasi, sebelum didistribusikan lebih lanjut ke unit-unit pengguna dalam sistem SRU atau ke tahapan pengolahan air lanjutan apabila diperlukan.

8) Demineralisasi

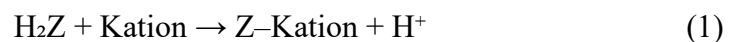
Demineralisasi adalah proses untuk menghilangkan ion-ion yang terkandung

dalam air agar tidak terbentuk scale di dalam boiler. Proses ini terdiri dari dua tahap yaitu:

1) *Cation Exchanger*

Selain untuk kebutuhan umum, air dari tangki hasil desalinasi juga dimanfaatkan sebagai air umpan boiler pada pabrik SRU. Namun, sebelum dapat digunakan untuk menghasilkan steam, air ini harus melalui tahap pemurnian lebih lanjut, salah satunya adalah proses demineralisasi. Tahapan ini penting karena air umpan boiler wajib bebas dari garam-garam terlarut, sehingga perlu dilakukan penghilangan ion-ion seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , Al^{3+} , HCO_3^- , SO_4^{2-} , dan Cl^- .

Pada unit cation exchanger, air diumpankan untuk dilakukan proses pertukaran ion positif (kation) yang terkandung di dalamnya, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , K^+ , Fe^{2+} , dan Al^{3+} . Alat ini juga dikenal sebagai softener, yang menggunakan resin tipe C-300 dengan rumus kimia H_2Z , di mana ion H^+ pada resin akan ditukar dengan kation dari air. Reaksi pertukaran ion ini dapat dituliskan sebagai berikut:



Sebagai hasil dari pertukaran ion tersebut, air keluaran dari cation exchanger memiliki pH yang rendah dan mengandung Free Acid Material (FMA) sebesar ± 12 ppm (dalam bentuk ekuivalen CaCO_3). FMA digunakan sebagai indikator kejenuhan resin; pada kondisi operasi normal, nilainya berkisar 12 ppm. Jika nilai FMA menurun, ini menandakan bahwa resin telah jenuh dan perlu dilakukan regenerasi.

Proses regenerasi dilakukan dengan asam sulfat (H_2SO_4), yang berfungsi untuk mengembalikan ion H^+ ke resin dengan cara menggantikan kation-kation yang telah

tertahan. Dengan demikian, resin dapat digunakan kembali dalam siklus penukaran ion berikutnya, menjaga performa sistem demineralisasi pada pabrik SRU tetap optimal.

2) *Anion Exchanger*

Setelah melewati cation exchanger, air kemudian dialirkan ke anion exchanger. Unit ini berfungsi untuk menghilangkan anion-anion seperti HCO_3^- , SO_4^{2-} , NO_3^- , CO_3^{2-} , dan Cl^- yang masih tersisa dalam air umpan. Anion exchanger menggunakan resin tipe C-500P dengan rumus kimia $\text{R}(\text{OH})_2$, di mana ion OH^- pada resin akan ditukar dengan anion dari air umpan. Reaksi pertukaran ion yang terjadi dapat dituliskan sebagai:



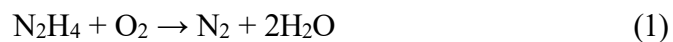
Pertukaran ini menyebabkan anion dari air umpan berikatan dengan ion H^+ yang sebelumnya dilepaskan oleh resin pada cation exchanger, menghasilkan reaksi netralisasi yang mengembalikan pH air ke kondisi netral.

Kadar silika (SiO_2) dalam air keluaran anion exchanger digunakan sebagai indikator kejenuhan resin, dengan ambang batas umum sebesar 12 ppm. Apabila nilai ini terlampaui, resin dianggap telah jenuh oleh anion dan perlu menjalani regenerasi. Proses regenerasi dilakukan dengan larutan natrium hidroksida (NaOH), yang berfungsi untuk melepaskan anion-anion terikat dan mengembalikan ion OH^- ke resin, sehingga resin dapat digunakan kembali dalam siklus berikutnya. Air hasil demineralisasi dari kombinasi cation dan anion exchanger ini kemudian diarahkan ke unit deaerator.

9) Unit Deaerator

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan boiler dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi pada boiler seperti O_2 dan CO_2 . Air yang telah mengalami demineralisasi dipompakan menuju deaerator. Pada pengolahan air untuk boiler tidak boleh mengandung gas terlarut dan padatan terlarut, terutama yang dapat menimbulkan korosi. Unit Deaerator ini berfungsi menghilangkan gas O_2 dan CO_2 yang dapat menimbulkan korosi sedangkan kandungan mineral dalam air dapat menimbulkan kerak. Proses deaerasi dapat dilakukan dengan cara fisis maupun kimia.

Di dalam Deaerator diinjeksikan bahan kimia berupa *hidrazin* (N_2H_4) yang berfungsi untuk mengikat O_2 sehingga dapat mencegah terjadinya korosi pada *tube boiler*. Persamaan reaksi sebagai berikut:



Air yang keluar dari Deaerator dialirkan dengan pompa sebagai air umpan boiler.

10) Boiler

Boiler berfungsi sebagai unit penghasil uap (steam) yang digunakan sebagai media pemanas dalam berbagai peralatan proses di pabrik selama operasi produksi. Di dalam boiler, air hasil dari unit deaerator dipanaskan hingga mencapai tekanan dan temperatur tertentu, menggunakan bahan bakar sebagai sumber energi termal.

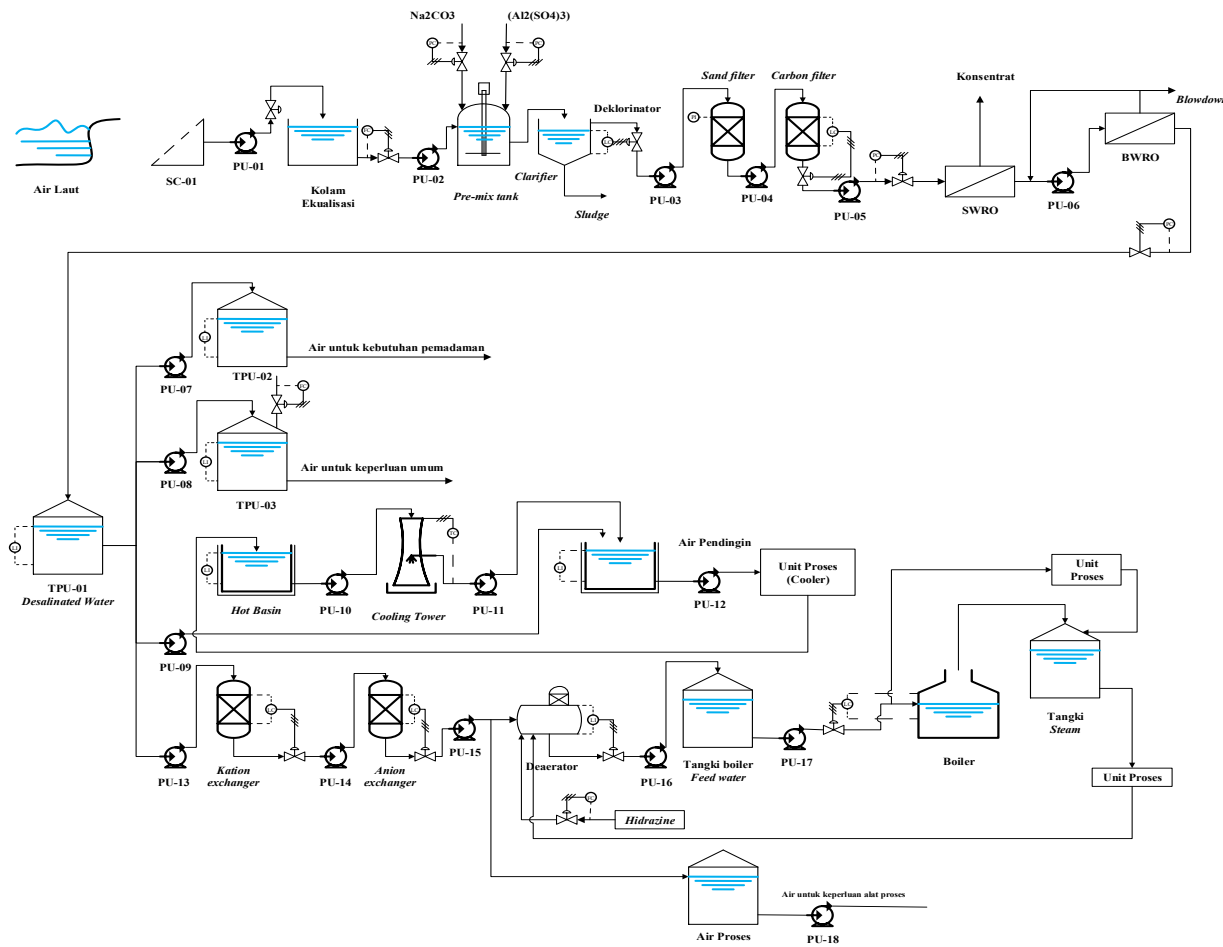
Selama proses pemanasan ini, air mengalami penguapan, sementara zat padat terlarut (Total Dissolved Solids/TDS) dan padatan tersuspensi akan tertinggal dalam sistem. Seiring waktu, konsentrasi TDS ini akan meningkat dan dapat

menimbulkan endapan atau kerak di permukaan internal boiler. Endapan ini dapat mengganggu perpindahan panas dan menyebabkan fouling, yang menurunkan efisiensi serta mempercepat kerusakan peralatan. Untuk mengontrol akumulasi padatan tersebut, dilakukan proses blowdown, yaitu pengeluaran sebagian air dari boiler guna mempertahankan TDS pada level yang aman dan mencegah terbentuknya kerak.

11) Cooling Tower

Cooling tower berfungsi untuk mendinginkan air pendingin yang telah menyerap panas dari proses produksi sebelum digunakan kembali. Proses pendinginan terjadi melalui penguapan sebagian kecil air saat bersentuhan dengan aliran udara. Pada sistem *cooling tower* yang digunakan dalam perancangan pabrik ini, dipilih tipe *induced draft cooling tower*.

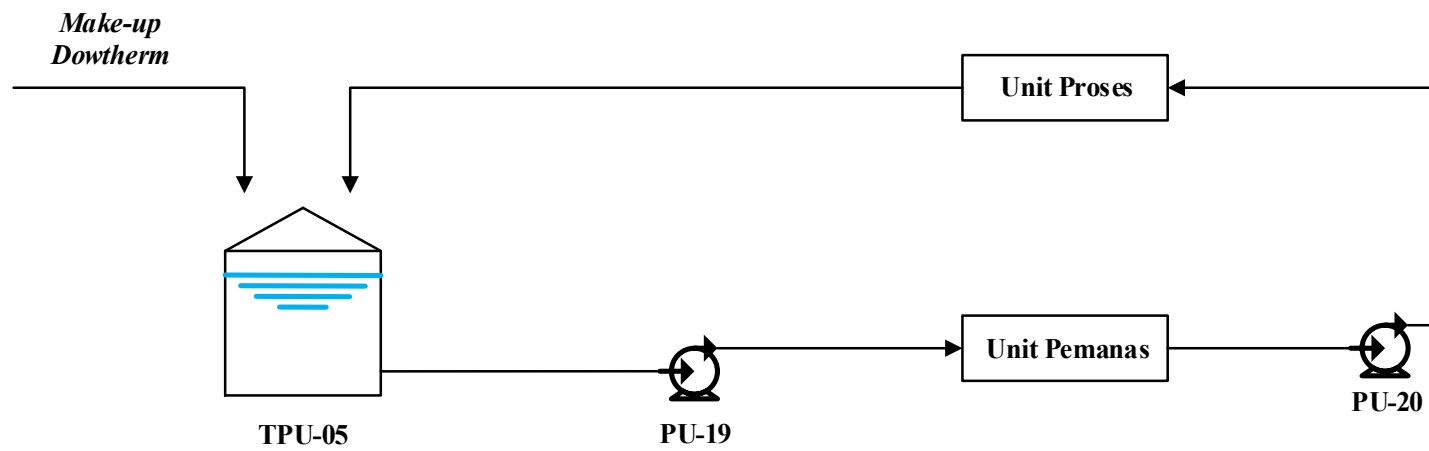
Air panas dari proses dialirkan ke bagian atas *cooling tower* melalui *distributor nozzle*, lalu jatuh ke bawah melewati media pengisi (*fill pack*) yang memperluas area kontak antara air dan udara. Kipas (*fan*) dipasang di bagian atas *cooling tower* untuk menarik udara dari bawah ke atas (*induced draft*). Saat air jatuh, terjadi kontak langsung antara air dan udara, sehingga sebagian panas hilang melalui perpindahan *sensible* dan sebagian lagi melalui *evaporasi*. Suhu air yang telah melalui proses pendinginan akan turun menjadi 30°C.



KETERANGAN GAMBAR	
-----	: Sinyal elektrik
///	: Sinyal pneumatik

KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	: Flow Control
PC	: Pressure Control
PI	: Pressure Indicator
RC	: Rasio Control
TC	: Temperature Control
LC	: Level Control

Gambar 5. 1 Diagram unit pengolahan air



Gambar 5. 2 Diagram unit pengolahan *Dowtherm*

5.1.3 Spesifikasi Alat Utilitas

1) Alat Pengolahan Air

1) *Screener*

Fungsi	: Menyaring kotoran-kotoran yang berukuran besar, minyalnya daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya
Jenis	: Bar screen (Coarse Screen)
Material	: Stainless steel SS304
Luas Penampang	: 8,11 m ²
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 23.600

2) Kolom Ekualisasi

Fungsi	: Menyeimbangkan fluktuasi debit aliran air laut masuk (akibat pasang surut, variasi permintaan air pabrik, dll.) Menstabilkan parameter kualitas air (TSS, suhu, salinitas) Menyediakan cadangan air jika terjadi gangguan pada intake
Jenis	: Bak beton persegi panjang
Material	: Beton Bertulang
Waktu Tinggal	: 6 jam
Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30C

b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Volume	: 5638,6 m ³ /jam
b) Luas Permukaan	: 2255,4 m ²
c) Panjang	: 67,16 m
d) Lebar	: 33,5 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 205.400

3) *Pre-mix Tank*

Fungsi : Penyesuaian pH, dengan Na₂CO₃ agar koagulan bekerja optimal (pH ideal: 6,5–7,5), Desinfeksi awal, Klorin membunuh mikroorganisme sebelum clarifier, Koagulasi awal, Al₂(SO₄)₃ membentuk flok partikel agar mudah dipisahkan, Pencampuran homogen, memastikan bahan kimia larut merata dengan air laut

Jenis : Stirred Tank dengan *Torispherical Head*

Material : Stainless steel SA 283 Grade C

Kondisi Operasi :

a) Suhu : 30C

b) Tekanan : 1 atm

Spesifikasi Konstruksi :

a) Volume	: 204,14 m ³
b) Tinggi Cairan	: 4,78 m
c) Tinggi Total	: 6,38 m
Shell	:
a) Tinggi	: 1,5983 m
b) Tebal	: 0,4375 in
c) Diameter (ID)	: 1,5983 m
Head	:
a) Bentuk	: <i>Torispherical</i>
b) Tinggi	: 1,389 m
c) Tebal	: 0,1875 in
Pengaduk	:
a) Jenis	: <i>Flat Six-Blade Turbine with Disk</i>
b) Jumlah	: 1
c) Diameter	: 1,4362 m
d) Kecepatan	: 275,64 rpm
e) Daya	: 5079 Hp
f) Jumlah <i>Baffle</i>	: 1
g) Jarak Pengaduk	: 1,5957 m
h) Lebar <i>Baffle</i>	: 0,398 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 423.400

4) *Clarifier*

Fungsi	: Mengendapkan padatan tersuspensi dan flok hasil koagulasi-flokulasi (dengan $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$) dari <i>premix tank</i>
Jenis	: Bak Silinder Tegak dengan Bentuk Bawah Kerucut
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tinggal	: 2 jam
Kondisi Operasi	:
Suhu	: 30C
a) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Volume	: 1879 m ³
b) Luas Permukaan	: 626,51 m ²
c) Diameter	: 4,57 m
d) Tinggi	: 3,16 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 61.100

5) *Sand Filter*

Fungsi	: Menyaring partikel halus, sisa flok, dan padatan tersuspensi yang masih lolos dari clarifier. Ini merupakan tahap filtrasi media untuk meningkatkan kualitas air, melindungi
--------	--

sistem downstream (misalnya reverse osmosis atau boiler feed water system), dan menurunkan turbidity hingga <5 NTU (*Nephelometric Turbidity Unit*)/tingkat kekeruhan air

Jenis : *Pressure Sand Filter* (Vertikal)

Material : *Stainless Steel SS304*

Kondisi Operasi :

a) Suhu : 30C

b) Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a) Diameter : 7,6762 m

b) Tinggi Tumpukan : 10,74 m

c) Luas Filtrasi : 117,8473 m²

Jumlah : 1

Harga : \$ 142.500

6) *Carbon Filter 01*

Fungsi : Menyerap residu klorin bebas (chlorine residual) yang dapat merusak membran RO, menyerap senyawa organik terlarut, dan meningkatkan kualitas sensorik dan kimia air

Jenis : *Pressure Vessel Carbon Filter* (Vertikal)

Material : *Stainless Steel SS304*

Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Diameter	: 16,70 m
b) Tinggi Tumpukan	: 1,3 m
c) Tinggi <i>Vessel</i>	: 5 m
d) Luas Filtrasi	: 219,11 m ²
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 190.400

7) *Sea Water Reverse Osmosis (SWRO)*

Fungsi	: Mengolah air laut menjadi air bersih yang memiliki TDS rendah dengan cara memisahkan garam dan kontaminan lainnya melalui membran semipermeabel
Material	: <i>Stainless Steel SS316L</i>
Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Jumlah Membran	: 2
b) Jumlah Trasin	: 1
c) <i>Permeater</i>	: 392,71 m ³ /jam

d) <i>Brine</i>	: 479,98 m ³ /jam
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 2.176.966

8) ***Brackish Water Reverse Osmosis (BWRO)***

Fungsi	: Meningkatkan kemurnian air permeate dari SWRO dengan menghilangkan sisa-sisa TDS dan kontaminan lainnya dan menghasilkan air ultrapure atau demineralisasi untuk air umpan boiler (pembangkit uap)
Material	:
Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30 C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Jumlah Membran	: 2
b) Jumlah Trasin	: 1
c) <i>Permeater</i>	: 314,1 m ³ /jam
d) <i>Brine</i>	: 78,54 m ³ /jam
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 890.701

9) ***Hot Basin***

Fungsi	: Menampung sementara air panas dari proses sebelum dialirkan ke cooling tower
--------	--

Jenis	: Bak Beton Persegi Panjang
Material	: Beton Bertulang (Reinforced Concrete)
Waktu Tinggal	: 5 menit
Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 55 C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Volume	: 4,874 m ³
b) Luas Permukaan	: 1,62 m ²
c) Panjang	: 2,20 m
d) Lebar	: 1,10 m
e) Tinggi	: 2 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1.070

10) *Cold Basin*

Fungsi	: Menampung air dingin hasil kondensasi dari cooling tower dan menerima make up water dari tangki desalinated water untuk menggantikan air yang hilang karena evaporasi, blowdown, dan drift loss.
Jenis	: Bak Beton Persegi Panjang
Material	: Beton Bertulang (<i>Reinforced Concrete</i>)
Waktu Tinggal	: 10 menit

Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Volume	: 4,874 m ³
b) Luas Permukaan	: 1,62 m ²
c) Panjang	: 1,974 m
d) Lebar	: 0,98 m
e) Tinggi	: 2,5 m
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 1.070

11) *Cooling Tower*

Fungsi : Mendinginkan kembali air pendingin dari alat proses yang semula memiliki suhu 55 C menjadi 30 C

Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Material : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Make Up Water : 35099 kg/jam

Kondisi Operasi :

a) Suhu : 55 C

b) Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a) Luas Penampang	: 8,986 m ²
b) Tinggi <i>Packing</i>	: 7,615 m
c) Kapasitas <i>Fan</i>	: 96429,41 m ² /jam
d) Daya	: 4,8967 Hp
Jumlah	: 1
Harga	: \$ 4.000

12) *Kation Exchanger*

Fungsi	: Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion positif
Jenis	: Tangki Silinder Tegak
Material	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume Resin	: 81291,4367 m ³ /jam
Regenerasi H ₂ SO ₄	: 2,6986 kg/minggu
Kondisi Operasi	:
a) Suhu	: 30 C
b) Tekanan	: 1 atm
Spesifikasi	:
a) Diameter	: 1,0591 m
b) Volume Tangki	: 1,8649 m ³
c) Tebal Shell	: 0,1875 in
d) Tinggi	: 1,0591 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 100.000

13) *Anion Exchanger*

Fungsi : Menghilangkan kadar mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif

Jenis : Tangki Silinder Tegak

Material : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Volume Resin : 1347,24 m³

Regenerasi NaOH : 30,10 kg/jam

Kondisi Operasi :

a) Suhu : 30 C

b) Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a) Diameter : 9,5027 m

b) Volume Tangki : 65640,57 ft³

c) Tebal Shell : 0,1875 in

d) Tinggi : 9,5027 m

Jumlah : 1

Harga : \$ 100.000

14) Deaerator

Fungsi : Menghilangkan gas-gas terlarut (terutama O₂ dan CO₂) dari air boiler dan meningkatkan suhu air mendekati suhu saturasi, sehingga beban termal boiler berkurang

Jenis : *Spray Cum Tray*

Material : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Volume Tangki : 8,6009 m³

Kondisi Operasi :

a) Suhu : 50 C

b) Tekanan : 1 atm

Spesifikasi :

a) Diameter : 5,42 m

b) Kebutuhan *steam* : 110,98 kg/jam

c) Kebutuhan *Hydrazine* : 0,097 kg/jam

d) Kebutuhan Na₂HPO₄ : 5,8 kg/jam

e) Tipe Bahan Isian : *Rashing ring ceramic*

Jumlah : 1

Harga : \$ 700.000

2) Alat Penyimpanan

Tabel 5. 7 Spesifikasi Alat penyimpanan

Tangki	TPU-01	TPU-02	TPU-03	TPU-04
Fungsi	Menstabilkan aliran dan tekanan air sebelum didistribusikan ke unit-unit proses	Menyediakan pasokan air darurat untuk sistem pemadam kebakaran	Menyimpan air bersih dari tangki desalinated water yang akan digunakan untuk keperluan umum	Penampung sementara air hasil deaerator sebelum dipompa ke boiler
Lama Penyimpanan	6 jam	1 jam	1 Jam	1 Jam
Fasa	Cair	Cair	Cair	Cair
Jumlah Tangki	1	1	1	1
Jenis Tangki	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical	Silinder vertical
Kondisi Operasi	30 C 1 atm	30 C 1 atm	30 C 1 atm	30 C 56 atm
Spesifikasi	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume tangki: 2261,98 m ³ Diameter: 3,04m Tinggi: 3,6576 m Jumlah Course:2 Tebal Shell (in) 0,375; 0,4375:	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume tangki: 0,721 m ³ Diameter: 3,048 m Tinggi: 1,828 m Jumlah Course:1 Tebal Shell (in) 0,25 in	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume tangki: 3,6079 m ³ Diameter: 3,048 m Tinggi: 1,828 m Jumlah Course:1 Tebal Shell (in) 0,25 in	Bahan Konstruksi: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> Volume tangki: 241,93 m ³ Diameter: 3,048 m Tinggi: 1,828 m Jumlah Course:1 Tebal Shell (in) 0,375 in
Head & Bottom	<i>Conical Roof</i> Tebal Head: 0,1875 in Flat Bottom: 0,3125in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head: 0,1875 in Flat Bottom: 0,1875 in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head: 0,1875 in Flat Bottom: 0,1875 in	<i>Conical Roof</i> Tebal Head: 3 in Flat Bottom: 0,625 in
Harga	\$ 19.200	\$ 4.600	\$ 4.600	\$ 4.600

3) Alat Transportasi

Tabel 5. 8 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan cair

Alat	PU-01	PU-02	PU-03	PU-04
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pum</i>	<i>Centrifugal Pum</i>
Fungsi	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air baku dari kolam ekualisasi menuju premix tank	Mengalirkan air baku dari clarifier sand filter	Mengalirkan air baku dari sand filter carbon filter
Viskositas	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp
Kapasitas	0,30 m3/jam	1102 m3/jam	1047 m3/jam	1047 m3/jam
Total Head	6,03 m	6,03 m	5,543 m	5,543 m
Suhu Fluida	30 C	30 C	30 C	30 C
Instalasi	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Submersibility	Dry	Dry	Dry	Dry
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage
Densitas	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Daya motor	150 Hp	150 Hp	125 Hp	125 Hp
Material construction	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel

Tabel 5. 9 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Alat	PU-05	PU-06	PU-07	PU-08
Jenis	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump	Centrifugal Pum	Centrifugal Pum
Fungsi	Mengalirkan air baku dari carbon filter ke unit SWRO	Mengalirkan air baku dari unit SWRO ke unit BWRO	Mengalirkan air baku dari tangki desalinated water tangki pemadaman	Mengalirkan air baku dari tangki desalinated water ke tangki sanitasi
Viskositas	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp
Kapasitas	1047 m3/jam	471 m3/jam	0,72 m3/jam	3,60 m3/jam
Total Head	5,5436	2,18 m	8,36 m	3,11 m
Suhu Fluida	30 C	30 C	30 C	30 C
Instalasi	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Submersibility	Dry	Dry	Dry	Dry
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage
Densitas	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Daya motor	125 Hp	25 Hp	0,75 Hp	1,5 Hp
<i>Material construction</i>	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel	Commercial steel

Tabel 5. 10 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Alat	PU-09	PU-10	PU-11	PU-12
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pum</i>	<i>Centrifugal Pum</i>
Fungsi	Mengalirkan air pendingin masuk ke cold basin	Mengalirkan air dari hot bassike cooling tower	Mengalirkan air dari bak penampung cooling tower cold basin	Mengalirkan air dari cold basin ke unit proses
Viskositas	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp
Kapasitas	0,92 m3/jam	34,3 m3/jam	33,39 m3/jam	34,31 m3/jam
Total Head	2,1 m	2,63 m	2,55 m	2,63 m
Suhu Fluida	30 C	30 C	30 C	30 C
Instalasi	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Submersibility	Dry	Dry	Dry	Dry
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage
Densitas	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3	1022,8753 kg/m3
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Daya motor	0,5 Hp	25 Hp	7,5 Hp	7,5 Hp
<i>Material construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

Tabel 5. 11 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Alat	PU-13	PU-14	PU-15	PU-16
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Fungsi	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air dari deaerator ke tangki boiler feed water
Viskositas	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,81521 Cp
Kapasitas	1,8232 m ³ /jam	1,8232 m ³ /jam	1,8232 m ³ /jam	9,1763 m ³ /jam
Total Head	7,5804 m	8,1187 m	7,5043 m	47,641 m
Suhu Fluida	30 C	30 C	30 C	30 C
Instalasi	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Submersibility	Dry	Dry	Dry	Dry
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage
Densitas	1022,8753 kg/m ³	1022,8753 kg/m ³	1022,8753 kg/m ³	1022,8753 kg/m ³
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Daya motor	2 Hp	2 Hp	2 Hp	1 Hp
<i>Material construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

Tabel 5. 12 Spesifikasi Alat Transportasi Bahan Cair (lanjutan)

Alat	PU-17	PU-18	PU-19	PU-20
Jenis	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>	<i>Centrifugal Pump</i>
Fungsi	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan air yang telah melalui proses screening ke unit pengolahan	Mengalirkan <i>Dowtherm</i> ke unit pemanas (<i>Condensor 1 & Condensor 2</i>)	Mengalirkan <i>Dowtherm</i> dari unit pemanas ke unit proses (Reaktor 1 & Reaktor 2)
Viskositas	0,81521 Cp	0,81521 Cp	0,53180 Cp	0,5716 Cp
Kapasitas	228 m ³ /jam	143 m ³ /jam	33,2516 m ³ /jam	39,9403 m ³ /jam
Total Head	4,79 m	2,66 m	1,128 m	1,18 m
Suhu Fluida	30 C	30 C	30 C	200 C
Instalasi	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Submersibility	Dry	Dry	Dry	Dry
Jenis Pompa	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage	DP, Pompa Sentrifugal Single Stage
Densitas	1022,8753 kg/m ³	1022,8753 kg/m ³	1024,7166 kg/m ³	853,1085 kg/m ³
Tekanan	1 atm	1 atm	1 atm	1 atm
Daya motor	25 Hp	15 Hp	3 Hp	3 Hp
<i>Material construction</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>

5.2. Unit Pembangkit Listrik

5.2.1 Unit Pembangkit Listrik

Unit pembangkit listrik berfungsi untuk memastikan pasokan energi listrik yang kontinu, stabil, dan mencukupi bagi seluruh aktivitas di pabrik SRU. Energi listrik sangat krusial untuk menunjang operasi peralatan proses utama, sistem kontrol otomatis, unit-unit utilitas, serta fasilitas pendukung seperti penerangan, kantor, laboratorium, dan perumahan karyawan shift.

Kebutuhan listrik pada SRU diperoleh melalui 2 sumber, yaitu Perusahaan Listrik Negara (PLN) dan generator diesel. Keuntungan tenaga listrik dari PLN adalah biayanya murah, sedangkan kerugiannya adalah kesinambungan penyediaan listrik kurang terjamin dan tenaganya tidak konsisten. Sebaliknya, jika disediakan generator, maka kesinambungan akan tetap terjaga. Generator diesel berfungsi sebagai tenaga cadangan ketika PLN terjadi gangguan dan untuk menggerakkan alat-alat yang membutuhkan energi listrik seperti kompresor, pompa, dan alat-alat instrumentasi.

Generator Diesel menggunakan bahan bakar solar yang dicampur udara dan dikompresi didalam mesin untuk menghasilkan panas. Panas yang dihasilkan dikonversi menjadi daya untuk memutar poros engkol dan dihubungkan dengan generator sehingga dapat menghasilkan energi listrik. Tenaga listrik PLN digunakan untuk memenuhi keseluruhan kebutuhan listrik pabrik. Energi listrik dari generator diesel digunakan sebagai sumber energi listrik utama untuk penerangan dan menggerakkan alat proses ketika listrik padam.

Generator yang digunakan dalam pabrik ini menggunakan bahan bakar solar CN53 dan memiliki kapasitas 229,65 kW, dengan efisiensi kinerja atau health level sekitar 99%. Kapasitas ini dirancang lebih besar dari kebutuhan listrik utama (1358 kW) untuk mengakomodasi overdesign dan memastikan keandalan saat kondisi darurat.

Tabel 5. 13 Spesifikasi teknis generator

Parameter	Nilai
Kapasitas Generator	229,65 kW
Efisiensi	99%
Jenis Bahan Bakar	Solar CN 53
Kebutuhan Listrik Pabrik	227,36 kW
Sumber Listrik Utama	PLN (Indonesia Power)
Sumber Listrik Cadangan	Generator Diesel

Kebutuhan energi listrik pada pabrik SRU dibagi menjadi enam kategori utama meliputi:

4) Kebutuhan Proses dan Utilitas

Meliputi seluruh peralatan proses utama dan utilitas seperti pompa, sistem pemanas, dan peralatan lainnya. Kebutuhan ini sudah termasuk *overdesign* sebesar 10% dari total daya alat proses dan utilitas, yaitu 3,77 kW.

Berikut merupakan perincian untuk kebutuhan listrik *power plant* diantaranya sebagai berikut:

1) Kebutuhan untuk Peralatan Proses

Tabel 5. 14 Kebutuhan listrik alat proses

No	Nama Alat	Power (hp)	Watt	kW
1	Pompa (P-01)	0,5	373	0,37
2	Pompa (P-02)	0,17	124,35	0,124
3	Pompa (P-03)	0,05	37,3	0,037
4	Pompa (P-04)	0,75	559,5	0,559
5	Pompa (P-05)	1	746	0,746
6	Pompa (P-06)	1	746	0,746
7	Pompa (P-07)	0,05	37,3	0,037
8	Pompa (P-08)	0,0833	62,14	0,062
9	Pompa (P-09)	0,05	37,3	0,037
10	Blower (BL-01)	0,167	124,33	0,124
11	Blower (BL-02)	0,125	93,25	0,093
12	Blower (BL-03)	0,25	186,5	0,1865
13	Blower (BL-04)	0,167	124,33	0,124
14	Blower (BL-05)	0,25	186,5	0,186
15	Blower (BL-06)	0,125	93,25	0,093
16	Blower (BL-07)	0,167	124,33	0,124
17	Blower (BL-08)	0,167	124,33	0,124
18	Blower (BL-09)	0,125	93,25	0,093
19	Blower (BL-10)	0,167	124,33	0,124
20	Blower (BL-11)	0,167	124,33	0,124
21	Blower (BL-12)	0,125	93,25	0,093
22	Blower (BL-13)	0,25	186,5	0,186
23	Blower (BL-14)	0,083	62,167	0,062
24	Blower (BL-15)	0,333	248,667	0,248
25	Blower (BL-16)	0,05	37,3	0,037
	Total	5,067	3.779,733	3,7797

2) Kebutuhan untuk Peralatan Utilitas

Tabel 5. 15 Kebutuhan listrik alat utilitas

No	Nama Alat	Power (hp)	Watt	kW
1	Pompa Utilitas (PU-01)	10	7460	7
2	Pompa Utilitas (PU-02)	10	7460	7
3	Pompa Utilitas (PU-03)	10	7460	7
4	Pompa Utilitas (PU-04)	10	7460	7
5	Pompa Utilitas (PU-05)	10	7460	7
6	Pompa Utilitas (PU-06)	5	3730	4
7	Pompa Utilitas (PU-07)	1	560	1
8	Pompa Utilitas (PU-08)	2	1119	1
9	Pompa Utilitas (PU-09)	0,25	373	0,19
10	Pompa Utilitas (PU-10)	5	3730	4
11	Pompa Utilitas (PU-11)	3	2238	2
12	Pompa Utilitas (PU-12)	3	2238	2
13	Pompa Utilitas (PU-13)	5	3730	4
14	Pompa Utilitas (PU-14)	5	3730	4
15	Pompa Utilitas (PU-15)	5	3730	4
16	Pompa Utilitas (PU-16)	8	5595	6
17	Pompa Utilitas (PU-17)	2	1492	1
18	Pompa Utilitas (PU-18)	3	2238	2
19	Pompa Utilitas (PU-19)	3	2238	2
20	Pompa Utilitas (PU-20)	3	2238	2
21	Cooling Tower	8	5595	6
22	Pre-Mix Tank	2	1492	1
23	Kompresor Udara Tekan	8	5595	6
	TOTAL	113	84.298	84,29

5) Kebutuhan Listrik Alat Kontrol

Listrik yang disuplai untuk kebutuhan alat kontrol diperkirakan sebesar 25%

dari total kebutuhan listrik penggerak motor atau sebesar 25,45 kW

6) Kebutuhan Penerangan

Mencakup pencahayaan di area produksi, perkantoran, jalan, serta fasilitas umum. Besarnya 15% dari listrik *power plant*, yaitu 15,27 kW.

7) Kebutuhan Kantor dan Elektronik

Meliputi AC, komputer, *printer*, dan peralatan elektronik kantor lainnya. Kebutuhannya sekitar 10% dari *power plant*, yaitu 10,18 kW.

8) Kebutuhan Laboratorium dan Bengkel

Melibatkan alat-alat laboratorium seperti GC, *spektrofotometer*, dan sebagainya, serta peralatan bengkel seperti bor, gerinda, dan pendingin udara. Kebutuhan listrik untuk unit ini sebesar 15% dari kebutuhan listrik unit pembangkit, yaitu 15,27 kW.

9) Kebutuhan Perumahan Karyawan

Untuk operator, teknisi, petugas keamanan (*security*), dan *supervisor* yang tinggal di rumah dinas (mess), tersedia sebanyak 75 unit rumah dengan konsumsi listrik masing-masing sekitar 900 W, sehingga total kebutuhan listrik untuk perumahan adalah 67,5 kW.

Tabel 5. 16 Kebutuhan listrik total

NO	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Power Plant dan Utilitas	101,8
2	Alat Kontrol	25,45

3	Penerangan	15,27
4	Peralatan Kantor	10,18
5	Bengkel & Laboratorium	15,27
6	Perumahan	67,5
TOTAL		235,48

5.3. Unit Penyedia Udara Tekan

Unit penyedia udara tekan berfungsi untuk memasok udara bertekanan yang digunakan sebagai penggerak berbagai sistem kontrol dan instrumen pneumatik di pabrik. Sistem ini memegang peranan penting dalam menjaga kestabilan dan keandalan operasi proses, seperti dalam pengoperasian valve, actuator, dan sistem kontrol otomatis lainnya yang bekerja dengan tekanan udara. Total kebutuhan udara tekan untuk mendukung 63 alat kontrol proses adalah sebesar 107,049 m³/jam.

Udara dari lingkungan diambil dan dikompresi hingga mencapai tekanan sebesar 4 bar menggunakan kompresor *multi-stage*. Karena udara lingkungan mengandung uap air yang dapat merusak sistem pneumatik, maka udara yang telah dikompresi diarahkan ke tangki silika untuk menyerap kelembapan menggunakan media silikagel. Setelah proses pengeringan, udara kering disalurkan ke tangki udara tekan. Tangki ini berfungsi sebagai penampungan cadangan agar sistem kontrol dapat menerima udara tekan secara *real-time* tanpa harus menunggu proses kompresi terlebih dahulu.

Tabel 5. 17 Spesifikasi kompresor udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis	Kompresor Sentrifugal <i>Multistage</i>
Kapasitas Volumetrik	25,553 m ³ /jam (15,0404 ft ³ /min)
<i>Suction Temperature</i>	30°C
<i>Discharge Temperature</i>	177°C
<i>Suction Pressure</i>	1 atm
<i>Discharge Pressure</i>	4 atm
Rasio Tekanan	4: 1
Material Kontruksi	<i>Comercial Steel</i>
Efisiensi	87%
Daya Aktual	1,43 HP (1057 W)

Tabel 5. 18 Spesifikasi tangki silika

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Vertikal (<i>Head Spherical</i>)
Diameter	1,1873 m
Tinggi	2,3747m
Kapasitas Silika Gel	0,4 g air/ g silika
Kebutuhan Silika Gel	5,1558 kg/jam
Harga	\$ 5.100

Tabel 5. 19 Spesifikasi tangki udara tekan

Parameter	Nilai
Jenis Tangki	Silinder Horizontal Volume Penyimpanan (10 menit)
Diameter	1,28 m
Panjang	3,84 m
Harga	\$ 8.600

5.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Unit penyedia bahan bakar memastikan pasokan bahan bakar untuk peralatan penting di pabrik SRU. Bahan bakar digunakan oleh boiler untuk menghasilkan steam, serta oleh generator sebagai sumber listrik cadangan saat pasokan dari PLN terganggu.

Bahan bakar yang digunakan adalah solar CN53 (*Cetane Number 53*), yang dipilih karena memiliki waktu *start-up* yang cepat, efisiensi pembakaran tinggi, stabil terhadap fluktuasi suhu, serta menghasilkan emisi karbon hitam (*black smoke*) yang lebih rendah. Karakteristik tersebut menjadikan solar CN53 sangat sesuai untuk kebutuhan pembakaran dalam proses industri yang menuntut keandalan dan efisiensi tinggi.

Dua unit pengguna bahan bakar memerlukan suplai sebagai berikut:

Tabel 5. 20 Total konsumsi bahan bakar

Unit Pengguna	Konsumsi Solar CN53, kg/jam
<i>Boiler</i>	1.126,63
<i>Generator</i>	19,767
TOTAL	1.146,4

5.5. Pengolahan Limbah

Pengolahan limbah merupakan aspek penting dalam sistem utilitas pabrik SRU, karena proses produksinya menghasilkan limbah gas yang mengandung zat pencemar potensial. Sumber utama limbah berasal dari Absorber 2 (ABS-02), yang membuang gas ke udara berupa H₂S 0,07 kg/jam, H₂O 26560,61 kg/jam, O₂ 1524,89 kg/jam, dan N₂ 26631,78 kg/jam. Mengingat lokasi pabrik berada di Cilacap yang

berdekatan dengan wilayah pesisir, sistem pembuangan limbah harus dirancang agar memenuhi peraturan lingkungan yang berlaku, terutama yang ditetapkan oleh Kementerian Lingkungan Hidup dan Kehutanan (KLHK) serta Pemerintah Provinsi Cilacap.

Tabel 5. 21 Sumber Limbah Pabrik

Sumber Limbah	Karakteristik Utama
Keluaran atas (ABS-02)	H ₂ S 0,07 kg/jam, H ₂ O 26560,61 kg/jam, O ₂ 1524,89 kg/jam, dan N ₂ 26631,78 kg/jam
Laboratorium	Bahan kimia reagen, pH ekstrem
Perkantoran	Limbah deterjen, organik, urine
Unit utilitas	Blowdown boiler, backwash filter, regenerasi resin

Pengolahan limbah di SRU menggunakan sistem terpadu berbasis proses fisika, kimia, dan biologi. Sistem ini memiliki fungsi ganda: memastikan efluen yang dibuang ke lingkungan aman dan sesuai standar, sekaligus memungkinkan pemanfaatan kembali (reuse) air olahan untuk kebutuhan internal pabrik seperti *cooling tower*, pembersihan, dan proses regenerasi.

Acuan utama yang digunakan untuk menentukan kualitas limbah yang diperbolehkan dibuang ke lingkungan adalah sebagai berikut:

- 1) Peraturan Menteri Ketenagakerjaan No. 5 Tahun 2018 tentang Keselamatan dan Kesehatan Kerja Lingkungan Kerja tentang Nilai Ambang Batas gas

H₂S.

- 2) SNI 19-0232-2005. Standar Nasional Indonesia yang mengatur Nilai Ambang Batas (NAB) zat kimia di udara tempat kerja.

Beberapa hal yang harus diperhatikan:

Tabel 5. 22 Nilai Ambang Batas (NAB)

Parameter	Satuan	Nilai Ambang Batas
pH		6 - 9
BOD (<i>Biochemical Oxygen Demand</i>)	mg/L	75
COD (<i>Chemical Oxygen Demand</i>)	mg/L	150
TSS (<i>Total Suspended Solids</i>)	mg/L	30
Minyak dan Lemak	mg/L	10
Suhu	°C	Maks. 40°
Gas H ₂ S	ppm	10
Debit maksimum	m ³ /hari	Sesuai izin pembuangan

Pemantauan lingkungan di Pabrik SRU mencakup pengujian parameter emisi udara (khususnya H₂S) dan efluen air limbah, yang semuanya mengacu pada baku mutu dalam Peraturan. Pelaksanaannya mengikuti prosedur standar SNI/ISO melalui laboratorium yang telah diakui. Hasil dari pemantauan ini secara rutin dilaporkan kepada instansi yang berwenang sebagai bukti kepatuhan operasional.

5.6. Unit Penyedia Dowtherm A

Untuk mendinginkan reaktor menggunakan pendingin jenis *Dowtherm A*. Pada Reaktor, reaksi berjalan eksotermis sehingga suhu pada reaktor akan naik. Agar reaktor tidak terjadi *overheating*, diperlukan suhu input *dowtherm A* sekitar 200°C

untuk mempertahankan suhu di 280°C dan 235°C. Sebelumnya, *Dowtherm A* yang berasal dari tangki penyimpanan utilitas bersuhu 30°C dipanaskan terlebih dahulu di kondensor 1 dan kondensor 2 hingga suhunya mencapai 200°C. Alasan dipilihnya pendingin jenis *Dowtherm A* yaitu karena jenis ini mampu bekerja pada suhu tinggi dan tetap bertahan di tekanan rendah. Oleh karena itu, pemilihan jenis pendingin yang digunakan adalah *Dowtherm A*. *Dowtherm A* adalah cairan yang dapat digunakan dalam suhu 60°F sampai 750°F (15-400)°C dan dalam tekanan 1 atm. Fluida ini stabil, tidak mudah terurai pada suhu tinggi, dan dapat digunakan secara efektif. Viskositasnya rendah sepanjang rentang operasi pada perpindahan panas yang efisien hingga tidak ada masalah dalam pemompaan. Fluida ini *non-corrosive* untuk logam biasa dan paduan.

Tabel 5. 23 Kebutuhan *Dowtherm* di Reaktor

NO	Alat	Kebutuhan, kg/jam
1	R-01	11.535,48
2	R-02	28.844,79
Total		40.380,28

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Analisis ekonomi merupakan aspek krusial dalam perancangan pabrik Sulfur Recovery Unit (SRU) untuk menilai sejauh mana investasi yang dilakukan dapat menghasilkan profit secara berkelanjutan. Evaluasi ini mencakup peninjauan atas kelayakan investasi dari berbagai sudut, seperti kebutuhan total modal awal, periode pengembalian investasi (*payback period*), dan titik impas (*break-even point*), yaitu saat pendapatan sebanding dengan total biaya operasional. Penilaian ini menjadi dasar pertimbangan dalam pengambilan keputusan pembangunan pabrik SRU. Adapun komponen utama dalam evaluasi ekonomi meliputi:

1. *Return on Investment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate (DCFR)*

Untuk menghitung faktor-faktor yang disebutkan diatas memerlukan penaksiran terhadap beberapa hal, yaitu:

1. Penentuan modal industri (*Total Capital Investment*), meliputi:
 - a. *Fixed Capital Investment (FCI)*
 - b. *Working Capital Investment (WCI)*
2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*), meliputi:
 - a. *Manufacturing Cost*

b. *General Expenses*

c. Pendapatan modal

Sebelum memperkirakan BEP, ada beberapa hal yang harus diperkirakan terlebih dahulu, yaitu:

1. *Fixed Cost*

2. *Variable Cost*

3. *Regulated Cost*

6.1. Penaksiran Harga Alat

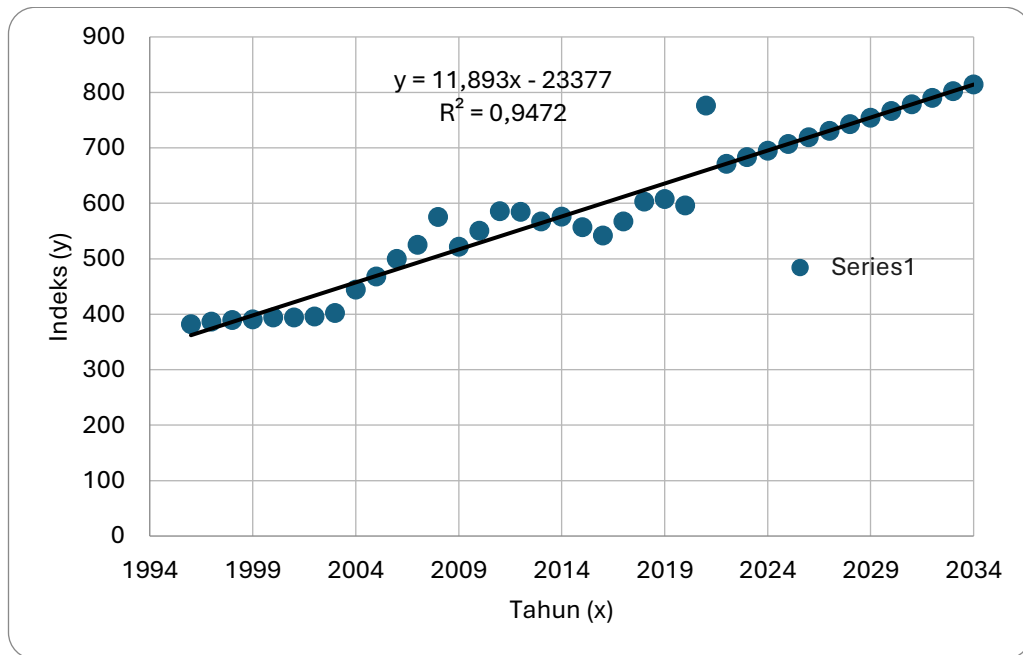
Kondisi ekonomi yang terjadisaat pembelian alat mempengaruhi harga peralatan tersebut. Hal ini berarti harga peralatan tidak selalu sama setiap tahunnya, harga-harga alat dapat mengalami penurunan maupun kenaikan bergantung pada kondisi ekonomi saat akan membeli alat. Untuk dapat mengetahui perkiraan harga alat pada tahun tertentu, dapat dicari dengan terlebih dahulu melihat harga indeks peralatan pada tahun tersebut.

Analisis ekonomi dihitung pada tahun saat melakukan analisis yaitu pada tahun 2029. Untuk dapat mengetahui harga pada tahun 2029, perlu mencari nilai indeks terlebih dahulu dengan persamaan regresi linier yang mengambil data indeks dari tahun 1996 sampai tahun 2029.

Tabel 6. 1 Indeks Harga Alat

No	Tahun (x)	Indeks (y)
1	1996	381,7
2	1997	386,5
3	1998	389,5
4	1999	390,6
5	2000	394,1
6	2001	394,3
7	2002	395,6
8	2003	402
9	2004	444,2
10	2005	468,2
11	2006	499,6
12	2007	525,4
13	2008	575,4
14	2009	521,9
15	2010	550,8
16	2011	585,7
17	2012	584,6
18	2013	567,3
19	2014	576,1
20	2015	556,8
21	2016	541,7
22	2017	567,5
23	2018	603,1
24	2019	607,5
25	2020	596,2
26	2021	776,3
27	2022	671,108
28	2023	683,022
29	2024	694,936
30	2025	706,85
31	2026	718,764
32	2027	730,678
33	2028	742,592
34	2029	754,506
35	2030	766,42
36	2031	778,334
37	2032	790,248
38	2033	802,162
39	2034	814,076

Dari data yang ada di atas, dibuat persamaan regresi linier yang nilainya adalah $y = 11,893x - 23377$. Pabrik SRU akan didirikan pada tahun 2029 dengan kapasitas 28.000 ton/tahun, berikut grafik linieritas indeks harga:



Gambar 6. 1 Grafik Regeresi Linier dari Indeks Harga Alat

Data dari grafik diatas menunjukkan persamaan regresi linier yaitu $y = 11,893x - 23377$. Pabrik Sulfur direncanakan akan didirikan pada tahun 2029 dengan kapasitas 28.000 ton/tahun. Indeks pada tahun 2029 dapat diperoleh dari persamaan regresi linier yang nilainya sebesar 754,506. Untuk harga alat dihitung dengan referensi Aries & Newton (1955). Harga dihitung pada tahun evaluasi (2029) dengan persamaan:

$$Cx = \frac{Nx \times Cy}{Ny}$$

Keterangan:

Cx: Harga pembelian pada tahun 2029

Cy: Harga pembelian pada tahun referensi (2014)

Nx: Indeks harga pada tahun 2029

Ny: Indeks harga pada tahun referensi (2014)

6.2. Analisis Kelayakan

Untuk mendirikan sebuah pabrik terlebih dahulu dilakukan analisis kelayakan supaya dapat mengetahui saat pabrik itu didirikan akan mendapatkan keuntungan yang besar atau tidak. Perhitungan-perhitungan yang dapat digunakan untuk menganalisis kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

6.2.1 Dasar Perhitungan

- a. Kapasitas produksi = 28.000 Ton/Tahun
- b. Satu tahun beroperasi = 330 Hari
- c. Tahun pendirian pabrik = 2029
- d. Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp. 16.333,00 (29/06/2025)

6.2.2 Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital investment adalah total dari pengeluaran yang diperlukan untuk membangun dan mengoperasikan fasilitas-fasilitas pabrik. Capital investment mencakup beberapa hal, yaitu:

b. *Fixed Capital Investment*

Biaya untuk mendirikan fasilitas-fasilitas yang ada di dalam pabrik.

c. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan sebagai modal supaya proses dapat berjalan sesuai dengan target di waktu tertentu.

6.2.3 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah total keseluruhan dari *Direct*, *Indirect*, dan *Fixed Manufacturing Cost* yang berkaitan dengan pembuatan produk. Menurut (Aries and Newton, 1955) *Manufacturing Cost* terdapat beberapa hal, yaitu:

- a. *Direct Cost*, merupakan pengeluaran pengeluaran yang langsung terkait dengan pembuatan produk.
- b. *Indirect Cost*, merupakan pengeluaran yang dilakukan secara tidak langsung ditinjau dari operasi pabrik.
- c. *Fixed Cost*, merupakan biaya tertentu yang tetap dikeluarkan saat pabrik beroperasi ataupun tidak, serta tidak bergantung padawaktu.

1) *General Expenses*

General Expenses adalah pengeluaran umum yang termasuk dalam operasi perusahaan.

2) *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment merupakan suatu tingkatan keuntungan yang bisa didapatkan dari hasil investasi yang dikeluarkan. Persamaan menghitung ROI:

$$ROI = \frac{Keuntungan}{Fixed\ Capital} \times 100\%$$

3) *Pay Out Time (POT)*

- a) Jumlah tahun yang dibutuhkan untuk mengembalikan capital investment dengan profit yang belum dikurangi dengan depresiasi.
- b) Waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap yang tertanamkan atas dasar penjumlahan antara keuntungan per tahun dan penyusutan.
- c) Waktu pengembalian modal dari hasil keuntungan. Tujuan dari perhitungan ini untuk mengetahui berapa lama dana investasi akan kembali.

$$POT = \frac{Fixed\ Capital}{Keuntungan + Depresiasi} \times 100\%$$

4) *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point merupakan titik seimbang produksi dimana menunjukkan jumlah biaya dan penghasilan memiliki nilai yang sama. Titik ini menyatakan kondisi pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian. Pabrik akan mengalami keuntungan jika pabrik beroperasi diatas titik seimbang (BEP), begitu juga sebaliknya pabrik akan mengalami kerugian apabila pabrik beroperasi dibawah BEP.

$$BEP = \frac{Fa + 0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

Dimana:

BEP : *Break Even Point*

Fa : *Fixed Annual*

Va : *Variable Annual*

Ra : *Regulated Annual*

Sa : Sales Annual

5) Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah titik penentuan suatu operasi pabrik atau aktivitas produksi dihentikan. Hal ini dapat terjadi jika nilai variable cost yang tinggi atau faktor lain seperti sistem manajemen yang buruk sehingga tidak dapat menghasilkan suatu profit.

$$SDP = \frac{0,3Ra}{Sa - Va - 0,7Ra} \times 100\%$$

6) Discounted Cash Flow Rate of Return (DSCFR)

Discounted Cash Flow Rate of Return adalah nilai perkiraan profit yang dihasilkan dalam setiap tahun, berdasar dari investasi yang tidak kembali selama umur pabrik. DSCFR dapat dihitung dengan menggunakan persamaan:

$$DSCFR = -FC - WC + \sum_{t=1}^N \frac{C}{(1+i)^t} + \frac{SV + WC}{(1+i)^n}$$

Dimana:

FC : Fixed Capital

WC : Working Capital

SV : Salvage Value

C : Cash Flow (Profit after taxes + Depresiasi + finance)

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCCFR

6.3. Hasil Perhitungan

Perhitungan rencana pendirian pabrik SRU memerlukan rencana *Physical Plant Cost*, *Fixed Capital Investment*, *Direct Manufacturing Cost*, *Indirect Manufacturing Cost*, *Fixed Manufacturing Cost*, *Total Manufacturing Cost*, *Working Capital* serta *General Expense*. Hasil rancangan masing–masing disajikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 6. 2 *Physical Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp240.851.018.308	14.746.282
2	<i>Delivered Equipment cost</i>	Rp60.212.754.577	3.686.570
3	Instalasi cost	Rp43.235.478.475	2.647.124
4	Pemipaan	Rp86.706.366.591	5.308.661
5	Instrumentasi	Rp72.255.305.493	4.423.884
6	Insulasi	Rp19.268.081.465	1.179.703
7	Listrik	Rp36.127.652.746	2.211.942
8	Bangunan	Rp29.277.552.500	1.792.540
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp1.607.145.000	98.399
10	<i>Service Facility</i>	Rp96.340.407.323	5.898.513
11	<i>Start Up Expenses Cost</i>	Rp62.103.802.015	3.802.351
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp747.985.564.494	45.795.969

Tabel 6. 3 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Teknik dan Konstruksi	Rp149.597.112.899	9.159.193,834
<i>Total (DPC + PPC)</i>		Rp897.582.677.392	54.955.163,01

Tabel 6. 4 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Total DPC + PPC	Rp897.582.677.392	54.955.163,01
2	Kontraktor	Rp35.903.307.096	2.198.206,52
3	Biaya tak terduga	Rp224.395.669.348	13.738.790,75
4	<i>Legal Expense</i>	Rp26.927.480.322	1.648.654,89
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>		Rp1.184.809.134.158	72.540.815,17

Tabel 6. 5 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	<i>Type of Expense</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp130.367.365.353	7.981.838
2	<i>Labor</i>	Rp12.189.720.000	746.325
3	<i>Supervision</i>	Rp1.218.972.000	74.632
4	<i>Maintenance</i>	Rp94.784.730.733	5.803.265

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
5	Plant Supplies	Rp14.217.709.610	870.490
6	Royalties and Patents	Rp165.270.000.000	10.118.778
7	Utilities	Rp5.277.112.933.699	323.095.141
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp5.695.161.431.394	348.690.469

Tabel 6. 6 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Payroll Overhead	Rp1.828.458.000	111.949
2	Laboratory	Rp1.218.972.000	74.632
3	Plant Overhead	Rp6.094.860.000	373.162
4	Packaging and Shipping	Rp877.113.932.539	53.701.949
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp886.256.222.539	54.261.692

Tabel 6. 7 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	Depreciation	Rp94.784.730.733	5.803.265
2	Property taxes	Rp11.848.091.342	725.408
3	Insurance	Rp11.848.091.342	725.408
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp118.480.913.416	7.254.082

Tabel 6. 8 *Manufacturing Cost (MC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Rp5.529.891.431.394	338.571.691
2	<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Rp886.256.222.539	54.261.692
3	<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Rp118.480.913.416	7.254.082
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>		Rp6.534.628.567.349	400.087.465

Tabel 6. 9 *Working Capital (WC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp35.554.736.005	2.176.865
2	<i>In Process Inventory</i>	Rp891.085.713.729	54.557.382
3	<i>Product Inventory</i>	Rp1.782.171.427.459	109.114.763
4	<i>Extended Credit</i>	Rp683.465.401.979	41.845.675
5	<i>Available Cash</i>	Rp1.782.171.427.459	109.114.763
<i>Working Capital (WC)</i>		Rp5.174.448.706.631	316.809.448

Tabel 6. 10 *General Expense (GE)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Administration</i>	Rp196.038.857.020	12.002.624
2	<i>Sales expense</i>	Rp784.155.428.082	48.010.496
3	<i>Research</i>	Rp130.692.571.347	8.001.749
4	<i>Finance</i>	Rp127.185.156.816	7.787.005
<i>General Expense (GE)</i>		Rp1.238.072.013.265	75.801.874

Tabel 6. 11 *Total Production Cost (TPC)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	Rp6.534.628.567.349	400.087.465
2	<i>General Expense (GE)</i>	Rp1.238.072.013.265	75.801.874
Total Production Cost (TPC)		Rp7.772.700.580.614	475.889.339

Tabel 6. 12 *Fixed Cost (Fa)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp94.784.730.733	5.803.265
2	<i>Property taxes</i>	Rp11.848.091.342	725.408
3	<i>Insurance</i>	Rp11.848.091.342	725.408
Fixed Cost (Fa)		Rp118.480.913.416	7.254.082

Tabel 6. 13 *Variable Cost (Va)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Raw material</i>	Rp130.367.365.353	7.981.838
2	<i>Packaging & shipping</i>	Rp877.113.932.539	53.701.949
3	<i>Utilities</i>	Rp5.277.112.933.699	323.095.141
4	<i>Royalties and Patents</i>	Rp165.270.000.000	10.118.778
Variable Cost (Va)		Rp6.449.864.231.591	394.897.706

Tabel 6. 14 *Regulated Cost (Ra)*

No	Type of Expense	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Gaji Karyawan</i>	Rp12.189.720.000	746324,6189
2	<i>Payroll Overhead</i>	Rp1.828.458.000	111948,6928
3	<i>Supervision</i>	Rp1.218.972.000	74632,46189
4	<i>Plant Overhead</i>	Rp6.094.860.000	373162,3094
5	<i>Laboratorium</i>	Rp1.218.972.000	74632,46189
6	<i>General Expense</i>	Rp1.238.072.013.265	75801874,32
7	<i>Maintenance</i>	Rp94.784.730.733	5803265,214
8	<i>Plant Supplies</i>	Rp14.217.709.610	870489,782
<i>Regulated Cost (Ra)</i>		Rp1.369.625.435.608	83.856.330

6.4 Analisis Keuntungan

Harga jual produk Sulfur	= Rp 89.500 /kg
Total penjualan	= Rp 8.508.967.342.330,52 /tahun
Total Production cost	= Rp 7.772.700.580.614,43
Keuntungan sebelum pajak	= Rp 736.266.761.716,09
Rp Pajak	= 35 %
Keuntungan setelah pajak	= Rp 478.573.395.115

6.5. Hasil Kelayakan Ekonomi

a. Percent Return On Investment (ROI)

ROI sebelum pajak	= 62,14 %
ROI sesudah pajak	= 40,39 %

b. Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak = 1,43 tahun

POT sesudah pajak = 2,07 tahun

c. Break Even Point (BEP)

BEP = 48,11 %

d. Shut Down Point (SDP)

SDP = 37,34 %

e. Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 1.184.809.134.158

Working Capital = Rp 5.174.448.706.631

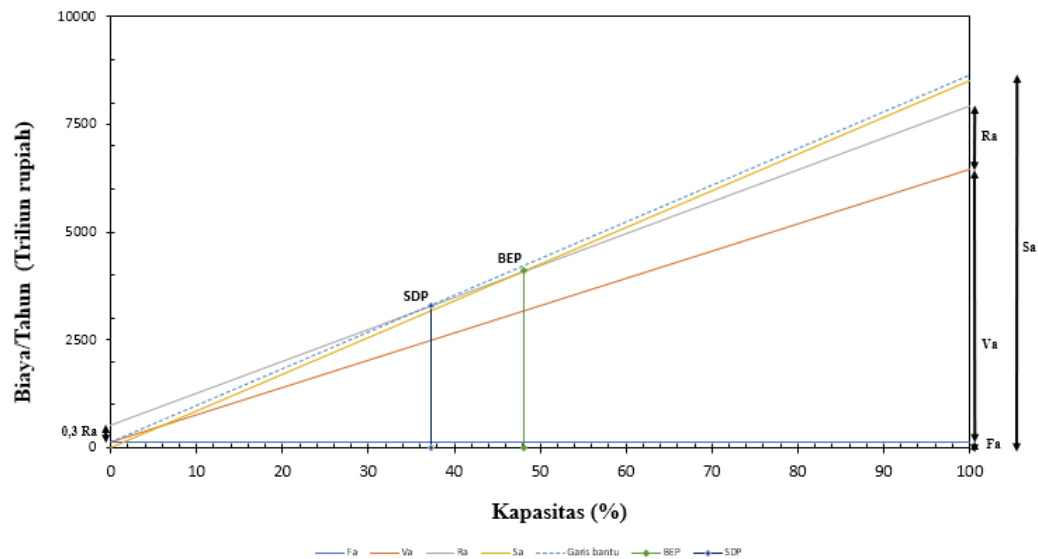
Salvage Value (SV) = Rp 94.784.730.733

Cash flow (CF) = Annual profit + depresiasi + finance
= Rp 700.543.282.664

Discounted cash flow dihitung secara trial & error $R = S$

Dengan trial & error diperoleh nilai $I = 0,11395$

DCFR = 11,39 %



Gambar 6. 2 Grafik BEP dan SDP

6.6. Analisa Kelayakan

Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi terhadap prarancangan pabrik Sulfur dengan kategori risiko tinggi, diperoleh bahwa proyek ini menunjukkan indikator finansial yang sangat positif dan memenuhi seluruh kriteria kelayakan investasi. *Return on Investment (ROI)* sebelum pajak mencapai 62,14%, berada dalam rentang yang diharapkan yaitu lebih dari 44%, menunjukkan bahwa tingkat pengembalian terhadap modal investasi cukup menguntungkan. *Pay Out Time (POT)* sebelum pajak tercatat sebesar 1,43 tahun, masih di batas aman dengan maksimum 2 tahun, yang menandakan bahwa modal dapat kembali dalam waktu yang relatif singkat. Selain itu, nilai *Break Even Point (BEP)* sebesar 48,11% juga masih dalam kisaran ideal, yaitu antara 40% hingga 60%, yang berarti perusahaan hanya perlu menjual sekitar setengah dari kapasitas produksinya untuk menutupi seluruh biaya operasional.

Selanjutnya, nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFR)* sebesar 11,39% berada di atas rata-rata suku bunga bank yang diasumsikan sebesar 7,5%. Ini menunjukkan bahwa secara finansial, proyek ini lebih menguntungkan dibandingkan dengan menyimpan modal di lembaga keuangan konvensional. Dengan memperhitungkan seluruh indikator tersebut, dapat disimpulkan bahwa proyek pembangunan pabrik *Sulfur Recovery Unit* ini secara ekonomi layak untuk direalisasikan, karena mampu memberikan keuntungan yang menarik dengan risiko yang dapat dikendalikan dan efisiensi pengembalian modal yang baik.

BAB VII

KESIMPULAN DAN SARAN

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil perancangan pabrik Sulfur Recovery Unit dengan kapasitas 28.000 ton/tahun, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Bahan baku utama yang digunakan dalam proses ini adalah gas asam (acid gas) yang mengandung hidrogen sulfida (H_2S), yang diperoleh dari unit amina. Proses konversi utama dilakukan menggunakan proses Claus dua tahap dengan efisiensi konversi sulfur mencapai 95–98%.
2. Produk utama pabrik ini adalah sulfur cair dengan kemurnian $\pm 98\%$ dan kapasitas produksi sebesar 28.000 ton/tahun, yang didesain untuk memenuhi kebutuhan sulfur dalam negeri yang terus meningkat.
3. Pabrik SRU ini berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dan direncanakan akan didirikan di daerah Cilacap, Jawa Tengah, dengan pertimbangan ketersediaan bahan baku, utilitas yang memadai (air, listrik, uap), akses terhadap pelabuhan dan jalan utama, serta kedekatan dengan kawasan industri kimia lainnya.
4. Dari segi evaluasi ekonomi serta analisis kelayakan, pabrik ini tergolong layak untuk didirikan, dengan hasil perhitungan sebagai berikut:

a. *Return on Investment* (ROI)

- 1) ROI sebelum Pajak : 62,14%
- 2) ROI setelah Pajak : 40,39%

b. *Pay Out Time* (POT)

1) POT sebelum pajak : 1,43 tahun

2) POT setelah Pajak : 2,07 tahun

c. *Break Even Point* (BEP) : 48,11%

Masih dalam batas wajar BEP industri kimia, yaitu 40% - 60%

d. *Shut Down Point* (SDP) : 37,34%

e. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFR) : 12,39%

f. Berdasarkan parameter-parameter kelayakan di atas, maka dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik sulfur dari Acid gas dan udara dengan kapasitas 28.000 ton/tahun ini layak untuk dikaji lebih lanjut dari aspek teknis, ekonomi maupun lingkungan.

7.2 Saran

Perancangan suatu pabrik kimia diperlukan pemahan konsep dasar yang dapat meningkatkan kelayakan pabrik untuk didirikan diantaranya sebagai berikut:

1. Pengembangan proses Claus dengan penambahan unit Tail Gas Treatment Unit (TGTU) disarankan untuk ditinjau lebih lanjut pada tahap implementasi guna meningkatkan efisiensi konversi sulfur hingga di atas 95% dan mengurangi emisi gas buang yang mengandung senyawa sulfur.
2. Diperlukan studi lebih lanjut mengenai potensi variasi komposisi gas asam dari unit upstream (seperti absorber), mengingat fluktuasi kandungan H_2S dapat memengaruhi stabilitas dan performa unit SRU secara keseluruhan.

3. Pengkajian aspek keberlanjutan dan integrasi energi, seperti pemanfaatan panas buang dari reaktor termal untuk pembangkitan uap proses, dapat menjadi opsi efisiensi energi yang signifikan dan sejalan dengan prinsip green engineering.
4. Untuk menjamin keamanan dan keselamatan kerja, implementasi sistem deteksi dini terhadap kebocoran H_2S dan SO_2 , serta pelatihan rutin bagi operator SRU menjadi hal yang sangat krusial, mengingat sifat toksik dan korosif dari gas-gas tersebut.
5. Penulis juga menyarankan agar kajian ekonomi dan sensitivitas risiko terus diperbarui seiring dengan dinamika harga pasar sulfur, biaya energi, dan regulasi lingkungan yang mungkin berubah dari waktu ke waktu

DAFTAR PUSTAKA

- Aries and Newton, 1955. (1955). *Chemical engineering cost estimation* (McGraw-Hill Book Co. (Ed.)).
- Branan, C. R. (2005). *Rules of thumb for chemical engineers* (Gulf Professional Publishing. (Ed.); 3 rd).
- Brown, G. . (1950). *Unit Operations*.
- Brownell, L. E., & Young, E. H. (1959). *Equipment design*. John Wiley & Sons, Inc.
- Brownell, L. E. . & Y. E. H. (1979). *Process equipment design*. John Wiley and Sons, Inc.
- Chang s Hsu. (2017). *Springer Handbook of Petroleum Technology* (C. S. Hsu & P. R. Robinson (Eds.)). Springer International Publishing.
<https://doi.org/10.1007/978-3-319-49347-3>
- Coulson, J. M., & Richardson, J. F. (2005). *Chemical engineering design: Principles, practice and economics of plant and process design* (Elsevier Butterworth-Heinemann. (Ed.); 3 rd).
- Direktorat Jenderal Pajak. (2009). *Peraturan Direktur Jenderal Pajak Nomor PER-31/PJ/2009 tentang pedoman teknis tata cara pemotongan, penyetoran, dan pelaporan pajak penghasilan Pasal 21 dan/atau Pasal 26 sehubungan dengan pekerjaan, jasa, dan kegiatan orang pribadi*. Kementerian Keuangan Republik Indonesia.
- Gary, J. H., Handwerk, J. H., Kaiser, M. J., & Geddes, D. (2007). *Petroleum Refining*. CRC Press. <https://doi.org/10.4324/9780203907924>
- GOM, G. O. M. (2003). *General Oprating Manual*. Pertamina RU IV. Cilacap.
- Hanggana, sri. (2006). *Prinsip Dasar Akuntansi Biaya*.
- Hofbauer, H., Rauch, R., Kaiser, S., Loeffler, G., Fercher, E., & Tremmel, H.

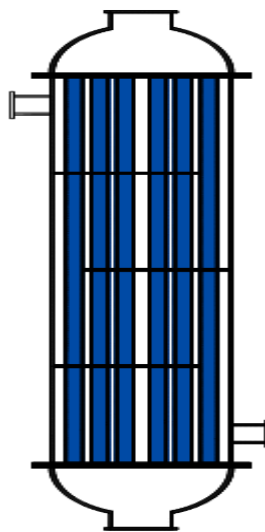
- (n.d.). *Five years experience with the FICFB-gasification process*.
- Indonesia, K. K. R. (n.d.). *Keputusan Menteri Ketenagakerjaan RI tentang Upah Minimum Regional (UMR) Jawa Tahun 2025*. 2025.
- Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral. (2022). *Handbook Of Energy and Economic Statistic of Indonesia*.
- Kementerian Ketenagakerjaan Republik Indonesia. (2024). (2024). *Keputusan Menteri Ketenagakerjaan RI tentang Upah Minimum Regional (UMR) Jawa Tahun 2024*.
- Kern, D. Q. (1983). *Process heat transfer*. McGraw-Hill Book Co., Inc.
- kirk. (2000). *Kirk-Othmer Encyclopedia of Chemical Technology*. Wiley.
<https://doi.org/10.1002/0471238961>
- Korens, N., Simbeck, D. R., & Wilhelm, D. J. (2002). *PROCESS SCREENING ANALYSIS OF ALTERNATIVE GAS TREATING AND SULFUR REMOVAL FOR GASIFICATION*. www.sfapacific.com
- Matches. (2004). *Equipment cost index*.
<http://www.matche.com/equipcost/Equip%0A%0AmentIndex.html%0A>
- Nabikandi, N. J., & Fatemi, S. (2015). Kinetic modelling of a commercial sulfur recovery unit based on Claus straight through process: Comparison with equilibrium model. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry*, 30(May 2015), 50–63. <https://doi.org/10.1016/j.jiec.2015.05.001>
- Pertamina. (2025). *Pertamina.com*.
- Sghaier, N., Prat, M., & Ben Nasrallah, S. (2006). *On the influence of sodium chloride concentration on equilibrium contact angle* (Vol. 122).
<https://doi.org/10.1016/j.cej.2006.02.017>
- Smith, J. M., Van Ness, H. C., & Abbott, M. M. (1997). *Introduction to chemical engineering thermodynamics* (McGraw-Hill. (Ed.); 6th ed).

- Speight, J. G. (2014). *The Chemistry and Technology of Petroleum* (5th ed.). CRC Press. <https://doi.org/10.1201/b16559>
- van Nisselrooya, P. F. M. T., & Lagasb, J. A. (1993). Superclaus reduces SO₂, emission by the use of a new selective oxidation catalyst. *Catalysis Today*, 16(2), 263–271. [https://doi.org/10.1016/0920-5861\(93\)85023-S](https://doi.org/10.1016/0920-5861(93)85023-S)
- World Integrated Trade Solution (WITS)*. (n.d.). <https://wits.worldbank.org/>
- Yaws, C. L. (1999). *Chemical properties handbook: Physical, thermodynamic, environmental, transport, safety, and health related properties for organic & inorganic chemicals*. McGraw-Hill.

LAMPIRAN A. PERANCANGAN REAKTOR

PERHITUNGAN REAKTOR (R-01)

Jenis	: Reaktor <i>Fixed Bed Multitube</i>
Fungsi	: Tempat mereaksikan H_2S dan SO_2 menjadi Sulfur dan H_2O dengan bantuan katalis <i>Alumina</i>
Kondisi Operasi	: Suhu = 280°C Tekanan = 2,56 atm Konversi = 71,03% Reaksi Eksotermis & <i>Isothermal non-Adiabatis</i>
Bahan Material	: <i>Stainless Steel SA-167 grade 3 Type 304</i>
Gambar Reaktor	:



Gambar 1. Desain dua dimensi reaktor *fixed bed*

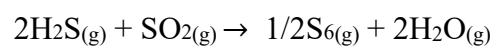
Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa di dalam reaktor.

Tabel 1. Neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 4
H ₂ S	773,25	224,009
H ₂ O	4020,74	4311,511
O ₂	3625,51	3625,509
N ₂	26631,78	26631,778
SO ₂	9070,33	8553,401
S	0	775,392
Total	44121,60	44121,60

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- 2) Efisiensi penggunaan katalis karena posisi katalis tetap di dalam reaktor tanpa pergerakan, sehingga tidak ada kehilangan katalis akibat pengangkutan
- 3) Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.

- 4) *Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.
- 5) Lebih sederhana dalam operasi dibandingkan dengan reaktor jenis lain seperti *fluidized bed* dan biaya produksi lebih murah.

2. Neraca Panas

a. Menentukan Q pendingin

Tabel 2. Neraca Panas input Reaktor

Komponen	Q _{in} (panas masuk)		
	kg/jam	H _{in} = Cp. dT	Q _{in} = n Cp. dT
		kJ/kg. K	kJ/jam
H ₂ S	773,25	1,12E+00	2,21E+05
H ₂ O	4020,74	1,99E+00	2,04E+06
O ₂	3625,51	9,86E-01	9,12E+05
N ₂	26631,78	1,06E+00	7,22E+06
SO ₂	9070,33	7,45E-01	1,72E+06
S	0	1,17E-01	0
TOTAL			1,21E+07

Tabel 3. Neraca Panas output Reaktor

Komponen	Qout (panas masuk)		
	kg/jam	Hout = Cp. dT	Qout = n Cp. dT
		kJ/kg. K	kJ/jam
H ₂ S	224,01	1,12E+00	6,90E+04
H ₂ O	4311,51	1,99E+00	2,36E+06
O ₂	3625,51	9,86E-01	9,83E+05
N ₂	26631,78	1,06E+00	7,78E+06
SO ₂	8553,40	7,45E-01	1,75E+06
S	775,39	1,17E-01	2,50E+04
TOTAL			1,30E+07

b. Menentukan massa pendingin yang dibutuhkan

Jenis : *Dowtherm A*

T : 200°C

Tekanan : 1 atm

BM : 154

Cp : 2,16 kJ/kg.K

Menentukan pendingin yang dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah *Dowtherm A*:

Suhu *Dowtherm A* masuk = 200°C = 473,15 K

Suhu *Dowtherm A* keluar = 280°C = 553,15 K

Pendingin yang dibutuhkan = 11.535,48 kg/jam

Q_{input} = 12.110.285,49 kkal

Q_{output} = 12.968.800,60 kkal

$Q_{\text{pendingin}}$ = 858.515,11 kkal

Tabel 4. Massa Pendingin

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Input	12.110.285,49	0
Q Output	0	12.968.800,60
Q Pendingin	858.515,11	0
Total	12.968.800,60	12.968.800,60

3. Data-data Fisis Umpan Reaktor

a) Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$Volume = \frac{m \cdot R \cdot T}{BM \cdot P}$$

Keterangan:

m : Massa (kg)

R : Konstanta gas (0,08205 m³.atm / (mol . K))

T : Suhu operasi reaktor (553,15 K)

BM : Berat molekul (kg/kmol)

P : Tekanan operasi reaktor (2,56 atm)

Tabel 5. Densitas Umpan Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Volume (m ³)
H ₂ S	34	773,25	403,20
H ₂ O	18	4020,74	3960,18
O ₂	32	3625,51	2008,63
N ₂	28	26631,78	16862,57
SO ₂	64	9070,33	2512,61
S	192	0	0
Total		44.121,60	25.747,19

$$\rho \text{ campuran} = \frac{m_1 + m_2 + m_3}{V_1 + V_2 + V_3}$$

keterangan,

m_n : Massa komponen n (kg)

V_n : Volume komponen n (m³)

$$\rho \text{ campuran} = \frac{44.121,60 \text{ kg}}{25.747,19 \text{ m}^3} = 1,7154 \text{ kg/m}^3$$

b) Menentukan Viskositas Campuran Gas (μ_{gas})

Untuk menghitung viskositas campuran gas, persamaan Chapman-Enskog dapat digunakan. Persamaannya sebagai berikut.

$$n_{gas} = A + BT + CT^2$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (Pers. (21-1) hal 452)

Keterangan:

A, B, dan C : Konstanta empiris

μ : Viskositas gas (g/ (cm.s))

x : Fraksi Mol

T : Temperature [K]

μ : Viskositas fase gas [kg/m. s]

Tabel 6. Viskositas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂ S	-14,839	0,510	-1,26E-04
H ₂ O	-36,826	0,429	-1,62E-05
O ₂	44,224	0,562	-1,13E-04
N ₂	42,606	0,475	-9,88E-05
SO ₂	-11,103	0,502	-1,08E-04
S	-5,897	0,162	-2,80E-06

μ campuran gas adalah 0,0945 kg/m.jam

c) Kapasitas panas campuran gas

Dihitung dengan persamaan:

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (pers. (2-1) hal 30)

Keterangan:

Cp : Kapasitas Panas gas ideal [joule/(mol.K)]

A, B, C, D, dan E : Konstanta

T : *Temperature* [K]

Tabel 7. Kapasitas Panas di Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ S	33,878	-1,12E-02	5,26E-05	-3,84E-08	9,03E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
SO ₂	29,637	3,47E-02	9,29E-06	-2,99E-08	1,09E-11
S	29,637	-5,04E-03	2,42E-06	-4,22E-10	2,52E-14

Cp campuran Gas adalah 32,701 kJ/Kmol.K

d) Konduktivitas Thermal gas

$$K_g = A + BT + CT^2$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (pers. (23-1) hal 505)

Keterangan:

K : Konduktivitas thermal gas [kJ/jam.m.K]

A, B, dan C : Koefisien regresi dari komponen senyawa

T : *Temperature* [K]

Tabel 8. Konduktifitas Thermal Reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂ S	-9,31E-03	8,30E-05	-1,95E-08
H ₂ O	5,30E-04	4,71E-05	4,96E-08
O ₂	1,21E-03	8,62E-05	-1,33E-08
N ₂	3,09E-03	7,59E-05	-1,10E-08
SO ₂	-3,94E-03	4,48E-05	2,11E-09
S	4,00E-05	1,59E-05	-5,08E-10

K campuran gas adalah 0,1355 kJ/jam.m.K

e) Spesifikasi Katalis

Data sifat katalis (*Alumina*)

Jenis Katalis : *Alumina (Al₂O₃)*

Diameter : 0,4 cm

Panjang : 0,4 cm

Densitas : 1700 kg/m³

Porositas : 0,46

Bentuk : Spherical

Bulk Density : 850 kg/m³

4. Mechanical Design Reaktor

a) Menentukan Jenis Ukuran dan Jumlah Tube

1) Menentukan Ukuran Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butiran katalis dibandingkan dengan pipa kosong telah diteliti oleh Colburn (Smith, halaman 571), yaitu:

Tabel 9. Perhitungan ratio D_p/D_t dan h_w/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana:

h_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

Dipilih:

$D_p/D_t = 0,15$

Sehingga:

$D_p = 0,4 \text{ cm}$

$D_t = 8 \text{ in}$

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada Tabel 11 Kern (*Dimensions of Steel Pipe*, halaman 844), spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut:

Nominal pipe size : 8 in

Outside diameter (OD) : 8,625 in

Schedule number : 40

Inside diameter (ID) : 7,981 in

Flow area per pipe : 50 in²

Surface per lin ft : *Outside* = 2,258 ft²/ft

: *Inside* = 2,09 ft²/ft

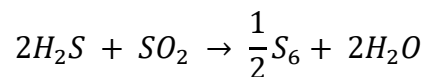
Weight per lin ft : 28,6 lb steel

b) Menentukan Berat Katalis

1) Persamaan Laju Reaksi

Berdasarkan reaksi yang berlangsung, laju reaksi dalam proses pembuatan sulfur. Persamaan reaksi dan persamaan kinetika yang digunakan dalam perhitungan ini mengacu pada penelitian yang dilakukan oleh (Nabikandi & Fatemi, 2015), sebagaimana tercantum di bawah ini:

Reaksi:



fraction	Spesies	M	R	S
H_2S	A	F_{A0}	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$
SO_2	B	F_{B0}	$\frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_{B0} - \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot X_A$
S_6	C	F_{C0}	$\frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_{C0} + \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot X_A$
H_2O	D	F_{D0}	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{D0} + F_{A0} \cdot X_A$
Total				$F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X_A$

$$P_{\text{Komponen}} = y_{\text{Komponen}} \cdot P_t$$

$$P_{\text{Komponen}} = \frac{n_{\text{Komponen}}}{n_{\text{Total}}} \cdot P_t$$

Kinetika:

$$r_{H_2S} = \frac{ks[P_{H_2S} \cdot P_{SO_2}^{0.5} - (\frac{1}{K}) \cdot P_{H_2O} \cdot P_{S_6}^{0.25}]}{[1 + K_{H_2O} \cdot (P_{H_2O})]^2}$$

Dengan:

$$P_{H_2S} = \frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{SO_2} = \frac{F_{B0} - \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{S_6} = \frac{F_{C0} + \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{H_2O} = \frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

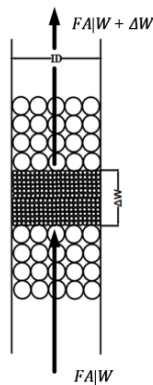
ks : Konstanta laju reaksi spesifik (0,008585)

K_{H_2O} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi (0,3381)

K : 22,20 (Kesetimbangan termodinamika)

2) Neraca Massa Pada 1 Tube

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada 1 tube adalah sebagai berikut:



Gambar 2. Ilustrasi neraca massa pada 1 tube

Neraca Massa pada Elemen Volume:

(rate of mass input) - (rate of mass output) - (rate of mass reaction)

= (rate of mass accumulation)

$$F_{A|W} - F_{A|W+\Delta w} - (-r_A)\Delta w = 0$$

$$\lim_{\Delta w \rightarrow 0} \frac{F_{A|W+\Delta w} - F_{A|W}}{\Delta w} = r_A$$

$$\frac{dF_A}{dW} = r_A$$

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

Sehingga:

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dW} = r_A$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{-r_A}{F_{A0}}$$

3) Integrasi Numeris

Substitusikan persamaan laju reaksi ke dalam bentuk akhir persamaan neraca massa untuk satu tube, sehingga diperoleh:

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k_s \left[\frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \cdot \left(\frac{F_{B0} - \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \right)^{0,5} - \left(\frac{1}{K} \right) \cdot \frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \cdot \left(\frac{F_{C0} + \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \right)^{0,25} \right]}{[1 + K H_2 O \cdot \left(\frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \right)]^2} \cdot \frac{1}{F_{A0}}$$

Dengan:

$$F_{A0} : \text{Laju molar umpan awal (H}_2\text{S)} = 22,743 \text{ kmol}$$

$$F_{B0} : \text{Laju molar umpan awal (SO}_2\text{)} = 141,724 \text{ kmol}$$

$$F_{C0} : \text{Laju molar produk awal (S)} = 0 \text{ kmol}$$

$$F_{D0} : \text{Laju molar produk awal (H}_2\text{O)} = 223,374 \text{ kmol}$$

$$F_{T0} : \text{Laju molar total umpan} = 387,841 \text{ kmol}$$

$$P_t : \text{Tekanan total sistem} = 2,56 \text{ atm}$$

$$k_s : \text{Konstanta laju reaksi spesifik} = 0,008585$$

$$K_{\text{H}_2\text{O}} : \text{Konstanta kesetimbangan adsorpsi} = 0,3381$$

$$K : \text{Konstanta kesetimbangan termodinamika} = 22,20$$

Perhitungan berat katalis dilakukan menggunakan metode integrasi numerik *Trapezoidal Rule*, dengan inkremen 0,11 yang diterapkan sebanyak 10 kali. Hasil perhitungan berat katalis dapat dilihat dalam tabel integrasi numerik di bawah ini:

Tabel 10. Integrasi Numeris

i	x	K.f(x)
1	0	0
2	0,11	26523,02
3	0,22	27410,42
4	0,33	28006,77
5	0,44	28460,17
6	0,55	28824,10
7	0,66	29124,85
8	0,77	29377,64
9	0,88	29592,19
10	0,99	29775,18
TOTAL		257.094,33
Hasil Integral		26.642,74

4) Menghitung Volume Katalis

$$V \text{ katalis} = \frac{W \text{ katalis}}{\rho \text{ katalis}}$$

$$V \text{ katalis} = \frac{26.642,74 \text{ kg}}{850 \text{ kg/m}^3} = 31,34 \text{ m}^3$$

5) Menghitung Panjang Katalis

$$Z_{katalis} = \frac{V_{katalis}}{AC}$$

$$Z_{katalis} = \frac{31,34 \text{ m}^3}{0,032258 \text{ m}^2} = 1.270,66 \text{ m}$$

6) Menghitung Banyak Tube

Dipilih panjang tube standar:

$$Z_{tube} = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

Dengan asumsi bahwa tinggi katalis adalah 80% dari tinggi tube, karena distribusi katalis dalam reaktor tidak mencapai seluruh volume tube secara penuh akibat adanya ruang kosong (*void fraction*) serta pertimbangan aliran fluida yang optimal untuk perpindahan massa dan panas, maka:

$$Z_{katalis \text{ pada } 1 \text{ tube}} = 4,8768 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh:

$$Nt = \frac{\text{tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis per tube}}$$

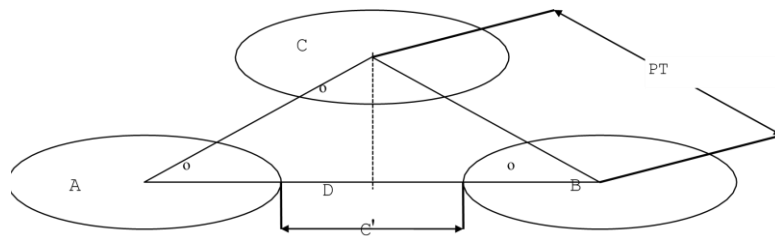
$$Nt = \frac{1.099,18 \text{ m}}{4,8768 \text{ m}} = 199,25 \text{ tube} \approx 200 \text{ tube}$$

c) Menentukan Diameter Dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Struktur Lebih Kokoh: Jarak antar-tube yang rapat meningkatkan stabilitas mekanis.

- 2) Pembersihan Lebih Mudah: Akses yang lebih baik mempermudah pembersihan mekanis atau kimia, efektif untuk mengatasi *fouling*.
- 3) Perpindahan Panas Lebih Efisien: Turbulensi aliran fluida yang lebih tinggi di sisi *shell* meningkatkan koefisien perpindahan panas (h_o), sehingga mengoptimalkan efisiensi keseluruhan.



Gambar 3. Susunan pipa model *triangular pitch* (Brownell & Young, 1959)

Jarak antar pusat pipa (PT)

$$PT = 1,25 \times ODt$$

$$PT = 1,25 \times 8,625 \text{ in} = 10,78 \text{ in}$$

Jarak antar pipa (clearance)

$$C' = PT - ODt$$

$$C' = 10,78 \text{ in} - 8,625 \text{ in} = 2,156 \text{ in}$$

Diameter dalam reaktor (IDs)

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times PT^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \times 200 \times 10,78^2 \times 0,866}{\pi}} = 160,14 \text{ in} = 4,06 \text{ m}$$

d) Menentukan Tebal Shell

1) Menentukan Tekanan Design

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh Carl Branan (halaman 48), ditemukan rumus sebagai berikut:

$$DP = MOP + 10\%$$

Dengan:

DP : *Design Pressure*

MOP: *Maximum Operating Pressure* = 2,56 atm

Sehingga diperoleh:

$$Dp = 3,072 \text{ atm} = 45,146112 \text{ psi}$$

2) Menentukan Bahan Konstruksi Shell

Dipilih material bahan konstruksi: *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Alasan pemilihan:

- Ketahanan korosi material ini sangat unggul terhadap berbagai bahan kimia, oksidasi, dan zat korosif lainnya. Hal ini krusial untuk mencegah kontaminasi produk di dalam reaktor dan memperpanjang umur pakai peralatan.
- Kekuatan Mekanis dan Kemudahan Fabrikasi: memiliki kekuatan tarik dan ketangguhan yang memadai untuk menahan tekanan dan suhu operasi reaktor. Selain itu, material ini mudah dilas dan dibentuk, sehingga memudahkan proses pembuatan reaktor dengan desain yang kompleks.

- Dibandingkan dengan material paduan (alloy) lain yang lebih eksotis, SS 304 menawarkan kombinasi performa yang sangat baik dengan biaya yang jauh lebih ekonomis

3) Menentukan Tebal Dinding Shell

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh Carl Branan (halaman 136), tebal dinding shell dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \times IDs}{SE - 0,6P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh:

P	: Tekanan <i>design</i>	= 30,446 psig
S	: <i>Allowable stres</i>	= 15.028 psi
E	: Efisiensi pengelasan	= 0,8
C	: Faktor korosi	= 2,15 in
IDs	: Diameter dalam shell	= 160,14 in
ts	: Tebal shell yang dihitung	= 2,45 in
	Tebal dinding standar yang dipilih	= 2,5 in

4) Menentukan Diameter Luar Reaktor

Perhitungan diameter luar shell:

$$ODs = IDs + 2ts$$

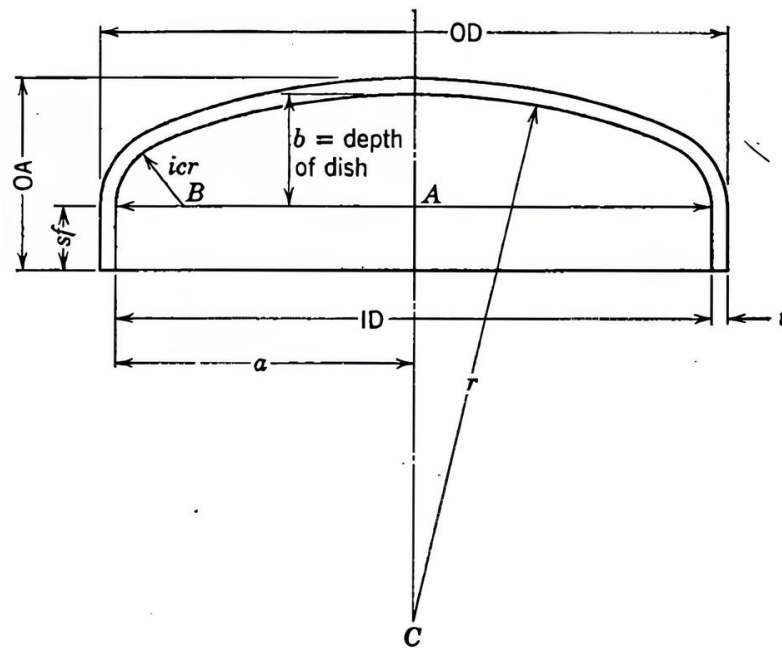
$$ODs = 160,14 \text{ in} + 2 \times 2,5 \text{ in} = 165,14 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar standar = 168 in (Brownell, 1959, tabel 5.7, halaman

9)

e) **Menentukan Dimensi Head Reaktor**

1) **Menentukan Bentuk *Head***



Gambar 4. *Torispherical dished head* (Brownell & Young, 1959)

Pada perancangan reaktor ini, dipilih bentuk *Torispherical Dished Head* sebagai kepala reaktor. Pemilihan bentuk ini didasarkan pada pertimbangan teknis dan ekonomis, dengan alasan sebagai berikut:

- Ketahanan terhadap Tekanan – Torispherical head dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dengan biaya yang relatif ekonomis (Coulson, hal. 818).
- Kesesuaian dengan Rentang Tekanan – Berdasarkan referensi dari Brownell dan Young (1959), bentuk ini cocok digunakan untuk bejana dengan tekanan

operasi dalam rentang 15 – 200 psig, sehingga sesuai dengan spesifikasi proses dalam perancangan ini.

2) Menentukan Bahan Konstruksi *Head*

Dipilih material bahan konstruksi: *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Alasan pemilihan:

- Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304* lebih murah dibanding material lain serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga mengurangi biaya produksi dan perawatan.
- Kompatibel dengan lingkungan proses, material ini mampu menahan suhu dan tekanan sedang serta tidak mudah terkorosi dalam kondisi reaksi katalitik dehidrasi etanol.
- Ketersediaan luas, mudah diperoleh di pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal Head

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tebal head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{P \times ID_s}{2SE - 0,2P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh:

P : Tekanan *design* = 30,446 psig

S : *Allowable stress* = 15.028 psi

E : Efisiensi pengelasan = 0,8

C : Faktor korosi = 2,15625 in

IDs : Diameter dalam shell = 160,14 in

th : Tebal *head* yang dihitung = 2,45 in

Tebal *head* standar yang dipilih = 2,5 in

4) Menentukan Tinggi Head

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tinggi head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$a = \frac{IDs}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + (r - \sqrt{((r - icr)^2 - (\frac{IDs}{2} - icr)^2)}) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut:

IDs = 160,14 in

th = 2,5 in

icr = 10,125 in

r = 144 in

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88), untuk $t_h = 2,5$ in, diperoleh s_f dalam rentang 1,5 – 4,5 in. Dalam perancangan ini, dipilih nilai $s_f = 2$ in untuk perhitungan lebih lanjut.

Hasil perhitungan tinggi head:

$$\text{Tinggi head} = 34,35 \text{ in} = 2,86 \text{ ft} = 0,87 \text{ m}$$

f) Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = Z + 2 \times \text{tinggi head reaktor}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 240 \text{ in} + 2 \times 34,35 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 308,7 \text{ in} = 25,72 \text{ ft} = 7,84 \text{ m}$$

g) Menentukan Volume Reaktor

1) Volume Head (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan Persamaan 5.11 sebagai berikut:

$$VH = 0,000049 \times ID_s^2$$

$$VH = 0,000049 \times (160,14 \text{ in})^2 = 80.930,33 \text{ in}^3$$

2) Volume Shell (VS)

$$VS = \frac{\pi}{4} \times ID_s^2 \times Z$$

$$VS = \frac{\pi}{4} \times (160,14 \text{ in})^2 \times 240 \text{ in} = 4.831.671,09 \text{ in}^3$$

3) Volume Reaktor (VR)

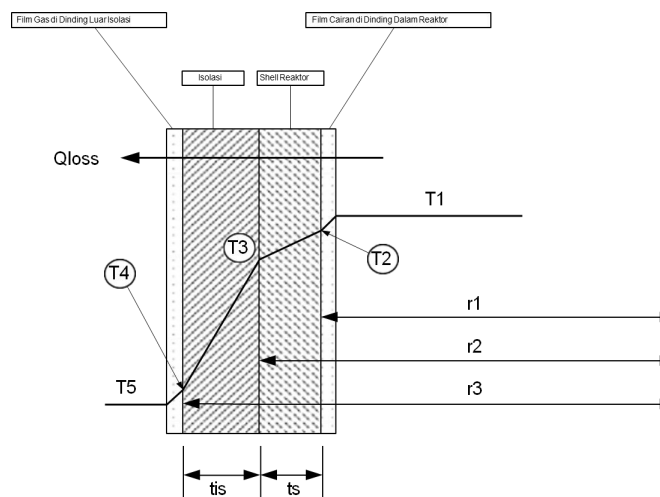
$$VR = \text{Volume Head} + \text{Volume Shell}$$

$$VR = 80.930,33 + 4.831.671,09 = 4.912.601,43 \text{ in}^3 = 80,5 \text{ m}^3$$

h) Menentukan Tebal Isolasi

Dalam sistem reaktor, penggunaan isolasi memiliki peran penting untuk menjaga efisiensi operasi serta meningkatkan aspek keselamatan. Berikut adalah beberapa fungsi utama isolasi pada reaktor:

- Menjaga suhu dinding reaktor – Mencegah kehilangan panas berlebih dan menjaga efisiensi proses.
- Keamanan operator – Mengurangi risiko luka bakar dan menciptakan lingkungan kerja yang nyaman.
- Perlindungan material – Mencegah korosi akibat kondensasi dan memperpanjang umur peralatan.



Gambar 5. Ilustrasi Perpindahan Panas Pada Dinding Reaktor (Brownell, L. E., & Young, 1959)

Keterangan:

T_1 = Suhu cairan dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding dalam reaktor

T_3 = Suhu dinding luar reaktor

T_4 = Suhu dinding luar isolasi

T_5 = Suhu lingkungan (T_u)

t_{is} = Tebal isolasi

t_s = Tebal dinding reaktor

r_1 = Jari-jari dalam reaktor

r_2 = Jari-jari luar reaktor = $r_1 + t_s$

r_3 = Jari-jari luar isolasi = $r_2 + t_{is}$

Dirancang:

$T_4 (T_w) = 50\text{ }^{\circ}\text{C} = 122\text{ }^{\circ}\text{F} = 581,67\text{ R}$

Diketahui:

$T_1 = 280\text{ }^{\circ}\text{C} = 536\text{ }^{\circ}\text{F} = 97\text{ R}$

$T_5 (T_u) = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 86\text{ }^{\circ}\text{F} = 546\text{ R}$

$ID_s = 4,07\text{ m} = 13,34\text{ ft}$

$Z = 6,096\text{ m} = 20\text{ ft}$

$$r_1 = 4,07 \text{ m} = 13,34 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,0635 \text{ m} = 0,208 \text{ ft}$$

$$r_2 = 4,131 \text{ m} = 13,55 \text{ ft}$$

1) Spesifikasi Isolasi

Bahan : Ceramic Fiber Board

Konduktivitas termal (k_{is}) : 0,08 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,94

Isolasi ceramic fiber board dipilih karena memiliki konduktivitas termal yang rendah, sehingga efektif dalam mengurangi kehilangan panas dari reaktor ke lingkungan. Selain itu, nilai emisivitas yang tinggi membantu dalam meminimalkan perpindahan panas melalui radiasi.

i) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material : *Stainless Steel*

Konduktivitas termal (k_s) : 25,2 Btu/jam.ft.°F

Stainless Steel dipilih sebagai material reaktor karena memiliki konduktivitas termal yang tinggi, memungkinkan perpindahan panas yang baik dari fluida proses ke dinding reaktor sebelum akhirnya dikontrol oleh sistem isolasi.

j) Algoritma Perancangan

$$1) \text{ Trial tebal isolasi, } t_{is} = 20,22 \text{ in} = 1,85 \text{ ft}$$

$$2) \text{ Jari-jari luar isolasi, } r_3 = r_2 + t_{is} = 15,41 \text{ ft}$$

3) Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID_s + 2t_s + st_{is}) \times Z$$

$$A_{ois} = 275,82 \text{ ft}^2$$

Trial suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$$

k) Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

1) Koefisien perpindahan panas konveksi bebas:

$$h_c = 0,3\Delta T^{0,25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 36 \text{ R}$$

$$h_c = 0,7348 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

2) Koefisien perpindahan panas radiasi:

$$h_r = \sigma \varepsilon (T_w^4 - T_u^4) / (T_w - T_u)$$

$$h_r = 1,154 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

3) Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

$$Q_{loss} = (h_r + h_c).A.\Delta T = 18.762,18 \text{ Btu/jam}$$

$$= 4.731,14 \text{ kkal/jam}$$

4) Perhitungan suhu dinding luar reaktor

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi Z k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh:

$$T_3 = 995,6 \text{ R}$$

5) Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi Z k_{is}} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ maka diperoleh:

$$T_4 \text{ hitung} = 581,7 \text{ R} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 50,00003335^\circ\text{C}$$

Toleransi:

$$\text{Abs}(T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 0,0000333^\circ\text{C}$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \approx 50^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar

l) Menentukan Harga Reaktor

Kami menggunakan fitur estimasi biaya pada Matches untuk memperoleh perkiraan harga awal reaktor berdasarkan spesifikasi yang telah ditentukan. Dalam proses ini, kami memasukkan beberapa parameter utama, yaitu jenis reaktor yang dipilih adalah jacketed, non-agitated, dengan volume sebesar 14.178 *gallon*, material konstruksi stainless steel, serta tekanan operasi 150 psi.

Setelah memasukkan spesifikasi tersebut, website Matche memberikan hasil estimasi harga reaktor pada tahun 2014 sebesar \$284.300 untuk spesifikasi yang serupa. Estimasi ini kemudian menjadi dasar dalam perhitungan eskalasi harga reaktor hingga tahun 2029 dengan mempertimbangkan indeks biaya industri kimia dan faktor inflasi lainnya.

Untuk memperkirakan harga reaktor fixed-bed multitube pada tahun 2030, kami menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) sebagai acuan inflasi harga peralatan industri.

Harga di 2014 = \$284.300

CEPCI 2014 $\approx$ 567,1

Perhitungan CEPCI 2029 (dengan menggunakan persamaan regresi linier) $\approx$ 754,5

Rumus eskalasi biaya peralatan:

$\text{Harga}_{2030} = \text{Harga}_{2014} \times (\text{CEPCI}_{2030}/\text{CEPCI}_{2014})$

$\text{Harga}_{2030} = 284.300 \times (754,5/567,1)$

$\text{Harga}_{2030} \approx 372.341,7 \text{ USD}$

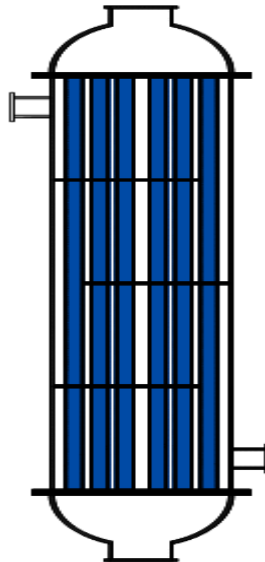
Berdasarkan analisis historis, terdapat kecenderungan depresiasi Rupiah terhadap Dolar AS. Berdasarkan data per 28 Juli 2025, kurs dolar AS terhadap rupiah adalah sekitar Rp16.333 per dolar AS.

Sehingga, estimasi harga reaktor dalam Rupiah adalah:

$372.341,7 \times 16.333 = \text{Rp } 6.081.457.055$

PERHITUNGAN REAKTOR (R-02)

- Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*
- Fungsi : Tempat mereaksikan H_2S dan SO_2 menjadi Sulfur dan H_2O dengan bantuan katalis *Alumina*
- Kondisi Operasi : Suhu = 235°C
Tekanan = 2,56 atm
Konversi = 71,51%
Reaksi *Eksotermis & Isothermal non-Adiabatis*
- Bahan Material : *Stainless Steel SA-167 grade 3 Type 304*
- Gambar Reaktor :



Gambar 1. Desain dua dimensi reaktor *fixed bed*

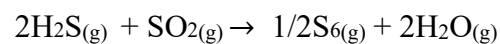
Neraca Massa Reaktor

Berikut merupakan neraca massa di dalam reaktor.

Tabel 1. Neraca massa di reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Arus 2	Arus 4
H ₂ S	224,01	63,82
H ₂ O	4311,51	4396,32
O ₂	3625,51	3625,51
N ₂	26631,78	26631,78
SO ₂	8553,40	8402,63
S	0	226,15
Total	43.346,21	43.346,21

Reaksi yang Terjadi di Dalam Reaktor



1. Menentukan Jenis Reaktor

Dipilih reaktor *fixed bed multitube* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Reaksi berlangsung pada fase gas dengan katalis padat.
- 2) Efisiensi penggunaan katalis karena posisi katalis tetap di dalam reaktor tanpa pergerakan, sehingga tidak ada kehilangan katalis akibat pengangkutan
- 3) Perawatan, perbaikan, dan operasional mudah.

- 4) *Multitube* membantu mengurangi risiko *hotspot* (zona dengan suhu sangat tinggi) di dalam reaktor yang dapat merusak katalis atau menyebabkan pembentukan produk samping.
- 5) Lebih sederhana dalam operasi dibandingkan dengan reaktor jenis lain seperti *fluidized bed* dan biaya produksi lebih murah.

2. Neraca Panas

a. Menentukan Q pendingin

Tabel 2. Neraca Panas input Reaktor

Komponen	Qin (panas masuk)		
	kg/jam	Hin = Cp.dT	Qin = n Cp.dT
		kJ/kg.K	kJ/jam
H ₂ S	224,01	1,12E+00	5,27E+04
H ₂ O	4311,51	1,99E+00	1,80E+06
O ₂	3625,51	9,86E-01	7,51E+05
N ₂	26631,78	1,06E+00	5,94E+06
SO ₂	8553,40	7,45E-01	1,34E+06
S	0	1,17E-01	0,00E+00
TOTAL			9,88E+06

Tabel 3. Neraca Panas Output Reaktor

Komponen	Qout (panas keluar)		
	kg/jam	Hout = Cp.dT	Qout = n Cp.dT
		kJ/kg.K	kJ/jam
H ₂ S	63,82	1,12E+00	1,65E+04
H ₂ O	4396,32	1,99E+00	2,01E+06
O ₂	3625,51	9,86E-01	8,22E+05
N ₂	26631,78	1,06E+00	6,51E+06
SO ₂	8402,63	7,45E-01	1,44E+06
S	226,15	1,17E-01	6,10E+03
TOTAL			1,08E+07

b. Menentukan massa pendingin yang dibutuhkan

Jenis : *Dowtherm A*

T : 200°C

Tekanan : 1 atm

BM : 154

Cp : 2,16 kJ/kg.K

Menentukan pendingin yang dibutuhkan

Pendingin yang dipakai adalah *Dowtherm A*:

Suhu *Dowtherm A* masuk = 200°C = 473,15 K

Suhu *Dowtherm A* keluar = 235°C = 508,15 K

Pendingin yang dibutuhkan = 28.844,79 kg/jam

Q_{input} = 9.884.358,38 kkal

Q_{output} = 10.803.452,13 kkal

$Q_{\text{pendingin}}$ = 919.093,75 kkal

Tabel 4. Massa Pendingin Reaktor

	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q Input	9.884.358,38	0
Q Output	0	10.803.452,13
QPendingin	919.093,75	0
Total	10.803.452,13	10.803.452,13

3. Data-Data Fisis Umpan Reaktor

a. Menentukan Densitas Umpan Gas (ρ_{gas})

$$Volume = \frac{m \cdot R \cdot T}{BM \cdot P}$$

Keterangan:

m : Massa (kg)

R : Konstanta gas (0,08205 m³.atm /(mol . K))

T : Suhu operasi reaktor (553,15 K)

BM : Berat molekul (kg/kmol)

P : Tekanan operasi reaktor (2,56 atm)

Tabel 5. Densitas Umpan Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg)	Volume (m ³)
H ₂ S	34	224,01	107,30
H ₂ O	18	4311,51	3901,10
O ₂	32	3625,51	1845,23
N ₂	28	26631,78	15490,76
SO ₂	64	8553,40	2176,65
S	192	0	0,00
Total		43.346,21	23.521,05

$$\rho_{campuran} = \frac{m_1 + m_2 + m_3}{V_1 + V_2 + V_3}$$

Keterangan:

m_n : Massa komponen n (kg)

V_n : Volume komponen n (m³)

$$\rho_{campuran} = \frac{43.346,21 \text{ kg}}{23.521,05 \text{ m}^3} = 1,8429 \text{ kg/m}^3$$

b. Menentukan Viskositas Campuran Gas (μ_{gas})

Untuk menghitung viskositas campuran gas, persamaan Chapman-Enskog dapat digunakan. Persamaannya sebagai berikut.

$$\eta_{gas} = A + BT + CT^2$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (Pers. (21-1) hal 452)

Keterangan:

A, B, dan C : Konstanta empiris

μ : Viskositas gas (g/(cm.s))

x : Fraksi Mol

T : Temperature [K]

μ : Viskositas fase gas [kg/m.s]

Tabel 6. Viskositas Umpan Reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂ S	-14,839	0,510	-1,26E-04
H ₂ O	-36,826	0,429	-1,62E-05
O ₂	44,224	0,562	-1,13E-04
N ₂	42,606	0,475	-9,88E-05
SO ₂	-11,103	0,502	-1,08E-04
S	-5,897	0,162	-2,80E-06

μ campuran gas adalah 0,0883 kg/m.jam

c. Kapasitas panas campuran gas

Dihitung dengan persamaan:

$$C_{pg} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (pers. (2-1) hal 30)

Keterangan:

Cp : Kapasitas Panas gas ideal [joule/(mol.K)]

A, B, C, D, dan E : Konstanta

T : *Temperature* [K]

Tabel 7. Kapasitas Panas di Reaktor

Komponen	A	B	C	D	E
H ₂ S	33,878	-1,12E-02	5,26E-05	-3,84E-08	9,03E-12
H ₂ O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
O ₂	29,526	-8,90E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
N ₂	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
SO ₂	29,637	3,47E-02	9,29E-06	-2,99E-08	1,09E-11
S	29,637	-5,04E-03	2,42E-06	-4,22E-10	2,52E-14

Cp campuran Gas adalah 32,261 kJ/Kmol.K

d. Konduktivitas Thermal gas

$$K_g = A + BT + CT^2$$

Sumber: “*Chemical Properties Handbook*”, Carl L. Yaws, 1999 (pers. (23-1) hal 505)

Keterangan:

K : Konduktivitas thermal gas [kJ/jam.m.K]

A, B, dan C : Koefisien regresi dari komponen senyawa

T : *Temperature* [K]

Tabel 8. Konduktifitas Thermal Reaktor

Komponen	A	B	C
H ₂ S	-9,31E-03	8,30E-05	-1,95E-08
H ₂ O	5,30E-04	4,71E-05	4,96E-08
O ₂	1,21E-03	8,62E-05	-1,33E-08
N ₂	3,09E-03	7,59E-05	-1,10E-08
SO ₂	-3,94E-03	4,48E-05	2,11E-09
S	4,00E-05	1,59E-05	-5,08E-10

K campuran gas adalah 0,035 kJ/jam.m.K

e. Spesifikasi Katalis

Jenis Katalis : *Alumina (Al₂O₃)*

Diameter : 0,4 cm

Panjang : 0,4 cm

Densitas : 1700 kg/m³

Porositas : 0,46

Bentuk : *Spherical*

Bulk Density : 850 kg/m³

3. *Mechanical Design Reaktor*

a) Menentukan Jenis Ukuran dan Jumlah Tube

1) Menentukan Ukuran Tube

Diameter pipa reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar perpindahan panas berjalan dengan baik. Mengingat reaksi yang terjadi eksotermis, untuk itu dipilih aliran gas dalam pipa turbulen agar koefisien perpindahan panas lebih besar. Pengaruh rasio D_p/D_t terhadap koefisien perpindahan panas dalam pipa yang berisi butiran katalis dibandingkan dengan pipa kosong telah diteliti oleh Colburn (Smith, halaman 571), yaitu:

Tabel 9. Perhitungan ratio D_p/D_t dan h_w/h

D_p/D_t	0,05	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30
h_w/h	5,50	7,00	7,80	7,50	7,00	6,60

Dimana:

h_w : koefisien perpindahan panas dalam pipa berisi katalis

h : koefisien perpindahan panas dalam pipa kosong

D_p : diameter katalisator

D_t : diameter tube

Dipilih :

$$D_p/D_t = 0,15$$

Sehingga:

$$D_p = 0,4 \text{ cm}$$

$$D_t = 10 \text{ in}$$

Berdasarkan hasil perhitungan, dipilih ukuran pipa standar yang dapat memberikan koefisien perpindahan panas yang optimal. Mengacu pada Tabel 11 (Kern, 1983) (*Dimensions of Steel Pipe*, halaman 844), spesifikasi pipa yang digunakan adalah sebagai berikut:

Nominal pipe size : 10 in

Outside diameter (OD) : 10,75 in

Schedule number : 40

Inside diameter (ID) : 10,02 in

Flow area per pipe : 78,8 in²

Surface per lin ft : *Outside*= 2,814 ft²/ft

: Inside = 2,62 ft²/ft

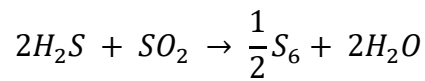
Weight per lin ft : 40,5 lb steel

b) Menentukan Berat Katalis

1) Persamaan Laju Reaksi

Berdasarkan reaksi yang berlangsung, laju reaksi dalam proses pembuatan sulfur. Persamaan reaksi dan persamaan kinetika yang digunakan dalam perhitungan ini mengacu pada penelitian yang dilakukan oleh (Nabikandi & Fatemi, 2015) sebagaimana tercantum di bawah ini:

Reaksi:



fraction	Spesies	M	R	S
H_2S	A	F_{A0}	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$
SO_2	B	F_{B0}	$\frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_{B0} - \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot X_A$
S_6	C	F_{C0}	$\frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot X_A$	$F_{C0} + \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot X_A$
H_2O	D	F_{D0}	$F_{A0} \cdot X_A$	$F_{D0} + F_{A0} \cdot X_A$
Total				$F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X_A$

$$P_{\text{Komponen}} = y_{\text{Komponen}} \cdot Pt$$

$$P_{\text{Komponen}} = \frac{n_{\text{Komponen}}}{n_{\text{Total}}} \cdot Pt$$

Kinetika:

$$r_{H_2S} = \frac{ks[P_{H_2S} \cdot P_{SO_2}^{0,5} - (\frac{1}{K}) \cdot P_{H_2O} \cdot P_{S_6}^{0,25}]}{[1 + K_{H_2O} \cdot (P_{H_2O})]^2}$$

Dengan:

$$P_{H_2S} = \frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{SO_2} = \frac{F_{B0} - \frac{1}{2} \cdot F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{S_6} = \frac{F_{C0} + \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

$$P_{H_2O} = \frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot x}{F_{T0} - \frac{1}{4} \cdot F_{A0} \cdot x} \cdot Pt$$

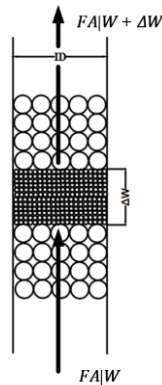
ks : Konstanta laju reaksi spesifik (0,008585)

K_{H_2O} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi (0,3381)

K : 22,20 (Kesetimbangan termodinamika)

2) Neraca Massa Pada 1 Tube

Persamaan neraca massa dengan tinjauan pada 1 tube adalah sebagai berikut:



Gambar 2. Ilustrasi neraca massa pada 1 tube

Neraca Massa pada Elemen Volume:

(rate of mass input) - (rate of mass output) - (rate of mass reaction)

= (rate of mass accumulation)

$$F_A|_W - F_A|_{W+\Delta W} - (-r_A)\Delta W = 0$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{F_A|_{W+\Delta W} - F_A|_W}{\Delta W} = r_A$$

$$\frac{dF_A}{dW} = r_A$$

$$F_A = F_{A0} (1 - X_A)$$

$$dF_A = -F_{A0} \cdot dX_A$$

Sehingga:

$$-F_{A0} \frac{dX_A}{dW} = r_A$$

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{-r_A}{F_{A0}}$$

3) Integrasi Numeris

Substitusikan persamaan laju reaksi ke dalam bentuk akhir persamaan neraca massa untuk satu tube, sehingga diperoleh:

$$\frac{dX_A}{dW} = \frac{k_s \left[\frac{F_{A0} - F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \cdot \left(\frac{F_{B0} - \frac{1}{2} F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \right)^{0,5} - \left(\frac{1}{K} \right) \cdot \frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \cdot \left(\frac{F_{C0} + \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \cdot P_t \right)^{0,25} \right]}{[1 + K H_2 O \cdot \left(\frac{F_{D0} + F_{A0} \cdot X}{F_{T0} - \frac{1}{4} F_{A0} \cdot X} \right)]^2} \cdot \frac{1}{F_{A0}}$$

Dengan:

F_{A0} : Laju molar umpan awal (H₂S) = 6,589 kmol

F_{B0} : Laju molar umpan awal (SO₂) = 133,647 kmol

F_{C0} : Laju molar produk (S) = 0 kmol

F_{D0} : Laju molar produk (H₂O) = 239,528 kmol

F_{T0} : Laju molar total umpan = 379,764 kmol

P_t : Tekanan total sistem = 2,56 atm

k_s : Konstanta laju reaksi spesifik = 0,00475

K_{H_2O} : Konstanta kesetimbangan adsorpsi = 0,3381

K : Konstanta kesetimbangan termodinamika = 53,98

Perhitungan berat katalis dilakukan menggunakan metode integrasi numerik *Trapezoidal Rule*, dengan inkremen 0,11 yang diterapkan sebanyak 10 kali. Hasil perhitungan berat katalis dapat dilihat dalam tabel integrasi numerik di bawah ini:

Tabel 10. Integrasi Numeris

i	x	K.f(x)
1	0	0
2	0,11	46186,185
3	0,22	48112,878
4	0,33	49479,383
5	0,44	50576,477
6	0,55	51508,547
7	0,66	52326,587
8	0,77	53059,827
9	0,88	53726,783
10	0,99	54340,024
TOTAL		459.316,69
Hasil Integral		47.536,13

4) Menghitung Volume Katalis

$$V_{katalis} = \frac{W_{katalis}}{\rho_{katalis}}$$

$$V_{katalis} = \frac{47.536,13 \text{ kg}}{850 \text{ kg/m}^3} = 55,92 \text{ m}^3$$

5) Menghitung Panjang Katalis

$$Z_{katalis} = \frac{V_{katalis}}{AC}$$

$$Z_{katalis} = \frac{55,92 \text{ m}^3}{0,050838608 \text{ m}^2} = 1.100,05 \text{ m}$$

6) Menghitung Banyak Tube

Dipilih panjang tube standar:

$$Z_{tube} = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

Dengan asumsi bahwa tinggi katalis adalah 80% dari tinggi tube, karena distribusi katalis dalam reaktor tidak mencapai seluruh volume tube secara penuh akibat adanya ruang kosong (*void fraction*) serta pertimbangan aliran fluida yang optimal untuk perpindahan massa dan panas, maka:

$$Z_{katalis \text{ pada } 1 \text{ tube}} = 4,8768 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh:

$$Nt = \frac{\text{tinggi katalis keseluruhan}}{\text{tinggi katalis per tube}}$$

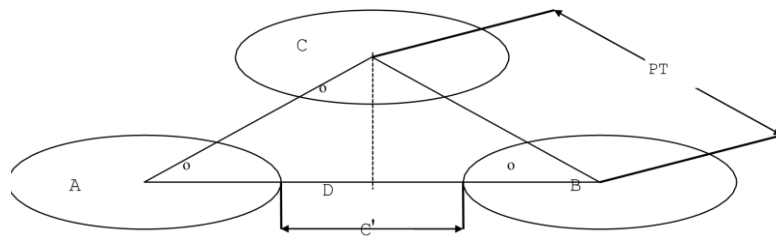
$$Nt = \frac{1.100,05 \text{ m}}{4,8768 \text{ m}} = 225,57 \text{ tube} \approx 226 \text{ tube}$$

c) Menentukan Diameter Dalam Reaktor

Direncanakan tube disusun dengan pola *triangular pitch* dengan pertimbangan sebagai berikut:

- 1) Struktur Lebih Kokoh: Jarak antar-tube yang rapat meningkatkan stabilitas mekanis.
- 2) Pembersihan Lebih Mudah: Akses yang lebih baik mempermudah pembersihan mekanis atau kimia, efektif untuk mengatasi *fouling*.

- 3) Perpindahan Panas Lebih Efisien: Turbulensi aliran fluida yang lebih tinggi di sisi shell meningkatkan koefisien perpindahan panas (h_o), sehingga mengoptimalkan efisiensi keseluruhan.



Gambar 3. Susunan pipa model *triangular pitch* (Brownell & Young, 1959)

Jarak antar pusat pipa (PT)

$$PT = 1,25 \times OD_t$$

$$PT = 1,25 \times 10,75 \text{ in} = 13,43 \text{ in}$$

Jarak antar pipa (clearance)

$$C' = PT - OD_t$$

$$C' = 13,43 \text{ in} - 10,75 \text{ in} = 2,68 \text{ in}$$

Diameter dalam reaktor (IDs)

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \times Nt \times PT^2 \times 0,866}{\pi}}$$

$$IDS = \sqrt{\frac{4 \times 226 \times 13,43^2 \times 0,866}{\pi}} = 212,17 \text{ in} = 5,38 \text{ m}$$

d) Menentukan Tebal Shell

1) Menentukan Tekanan *Design*

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh (Branan, 2005 halaman 48) ditemukan rumus sebagai berikut:

$$DP = MOP + 10\%$$

Dengan:

DP: *Design Pressure*

MOP: *Maximum Operating Pressure* = 2,56 atm

Sehingga diperoleh:

$$Dp = 3,072 \text{ atm} = 45,146112 \text{ psi}$$

2) Menentukan Bahan Konstruksi *Shell*

Dipilih material bahan konstruksi: *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Alasan pemilihan:

- Ketahanan korosi material ini sangat unggul terhadap berbagai bahan kimia, oksidasi, dan zat korosif lainnya. Hal ini krusial untuk mencegah kontaminasi produk di dalam reaktor dan memperpanjang umur pakai peralatan.
- Kekuatan Mekanis dan Kemudahan Fabrikasi: memiliki kekuatan tarik dan ketangguhan yang memadai untuk menahan tekanan dan suhu operasi reaktor. Selain itu, material ini mudah dilas dan dibentuk, sehingga memudahkan proses pembuatan reaktor dengan desain yang kompleks.

- Dibandingkan dengan material paduan (alloy) lain yang lebih eksotis, SS 304 menawarkan kombinasi performa yang sangat baik dengan biaya yang jauh lebih ekonomis

3) Menentukan Tebal Dinding *Shell*

Berdasarkan buku referensi "*Rules of Thumb for Chemical Engineers*" oleh (Branan, 2005, halaman 136), tebal dinding shell dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$ts = \frac{P \times ID_s}{SE - 0,6P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branen, diperoleh:

P : Tekanan *design* = 30,446 psig

S : *Allowable stress* = 15.257,5 psi

E : Efisiensi pengelasan = 0,8

C : Faktor korosi = 2,68 in

ID_s : Diameter dalam shell = 212,17 in

ts : Tebal shell yang dihitung = 3,08 in

Tebal dinding standar yang dipilih = 3 in

4) Menentukan Diameter Luar Reaktor

Perhitungan diameter luar shell:

$$OD_s = ID_s + 2ts$$

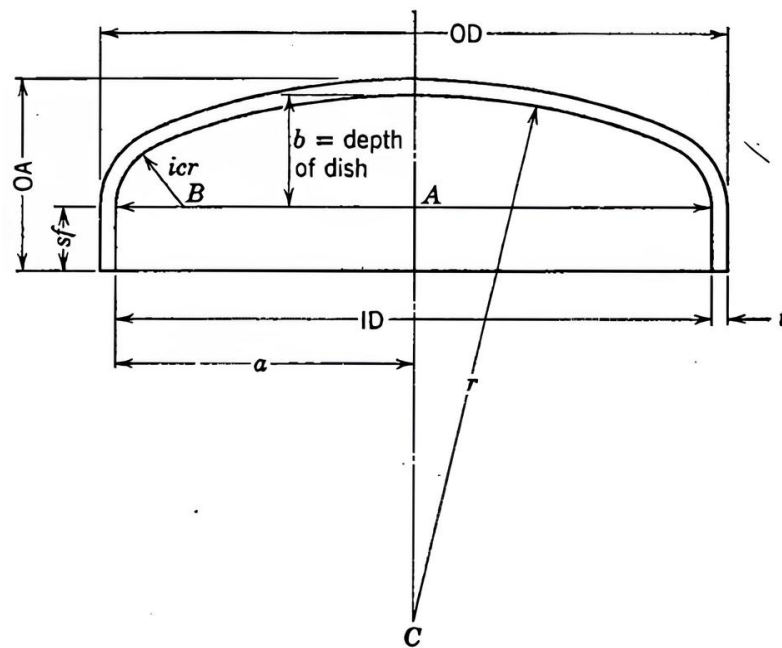
$$ODs = 212,17 \text{ in} + 2 \times 3 \text{ in} = 218,17 \text{ in}$$

Dipilih diameter luar standar = 228 in (Brownell, 1979 tabel 5.7, halaman

9)

e) Menentukan Dimensi Head Reaktor

1) Menentukan Bentuk *Head*



Gambar 4. *Torispherical dished head* (Brown, 1950)

Pada perancangan reaktor ini, dipilih bentuk *Torispherical Dished Head* sebagai kepala reaktor. Pemilihan bentuk ini didasarkan pada pertimbangan teknis dan ekonomis, dengan alasan sebagai berikut:

- Ketahanan terhadap Tekanan – Torispherical head dapat digunakan untuk tekanan operasi hingga 15 bar dengan biaya yang relatif ekonomis (Coulson, J. M., & Richardson, 2005, hal. 818).

- Kesesuaian dengan Rentang Tekanan – Berdasarkan referensi dari Brownell dan Young (1959), bentuk ini cocok digunakan untuk bejana dengan tekanan operasi dalam rentang 15 – 200 psig, sehingga sesuai dengan spesifikasi proses dalam perancangan ini.

2) Menentukan Bahan Konstruksi Head

Dipilih material bahan konstruksi: *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304*

Alasan pemilihan:

- Ekonomis dan mudah difabrikasi, *Stainless Steel SA-167 Grade 3 Type 304* lebih murah dibanding material lain serta mudah dibentuk dan dilas, sehingga mengurangi biaya produksi dan perawatan.
- Kompatibel dengan lingkungan proses, material ini mampu menahan suhu dan tekanan sedang serta tidak mudah terkorosi dalam kondisi reaksi katalitik dehidrasi etanol.
- Ketersediaan luas, mudah diperoleh di pasaran dan telah memenuhi standar internasional, sehingga cocok untuk aplikasi industri kimia dan konstruksi peralatan proses.

3) Menentukan Tebal Head

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tebal head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$th = \frac{P \times ID_s}{2SE - 0,2P} + C$$

Dengan data yang diperoleh dari buku Brownell & Young serta Carl Branan, diperoleh:

P : Tekanan *design* = 30,446 psig

S : *Allowable stress* = 15.257,5 psi

E : Efisiensi pengelasan = 0,8

C : Faktor korosi = 2,6875 in

IDs: Diameter dalam shell = 212,17 in

th : Tebal *head* yang dihitung = 3,08 in

Tebal *head* standar yang dipilih = 3 in

4) Menentukan Tinggi Head

Berdasarkan buku referensi oleh Brownell & Young, tinggi head reaktor dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$a = \frac{IDs}{2}$$

$$b = r - \sqrt{(BC^2 - AB^2)}$$

$$AB = a - icr$$

$$BC = r - icr$$

$$OA = th + b + sf$$

$$OA = th + (r - \sqrt{((r - icr)^2 - (\frac{IDs}{2} - icr)^2)}) + sf$$

Diketahui parameter sebagai berikut:

IDs = 212,17 in

$$t_h = 3 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 13,75 \text{ in}$$

$$r = 180 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5.6 Brownell (halaman 88), untuk $t_h = 3 \text{ in}$, diperoleh s_f dalam rentang $1,5 - 4,5 \text{ in}$. Dalam perancangan ini, dipilih nilai $s_f = 2 \text{ in}$ untuk perhitungan lebih lanjut.

Hasil perhitungan tinggi head:

$$\text{Tinggi head} = 46,75 \text{ in} = 3,89 \text{ ft} = 1,18 \text{ m}$$

f) Menentukan Tinggi Total Reaktor

$$\text{Tinggi total reaktor} = Z + 2 \times \text{tinggi head reaktor}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 240 \text{ in} + 2 \times 46,75 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi total reaktor} = 333,5 \text{ in} = 27,79 \text{ ft} = 8,47 \text{ m}$$

g) Menentukan Volume Reaktor

1) Volume Head (VH)

Berdasarkan buku referensi Brownell & Young (halaman 88), volume head reaktor dihitung menggunakan Persamaan 5.11 sebagai berikut:

$$VH = 0,000049 \times ID_s^2$$

$$VH = 0,000049 \times (212,17 \text{ in})^2 = 142.295,02 \text{ in}^3$$

2) Volume *Shell* (VS)

$$VS = \frac{\pi}{4} \times ID_s^2 \times Z$$

$$VS = \frac{\pi}{4} \times (212,17 \text{ in})^2 \times 240 \text{ in} = 8.481.536,34 \text{ in}^3$$

3) Volume Reaktor (VR)

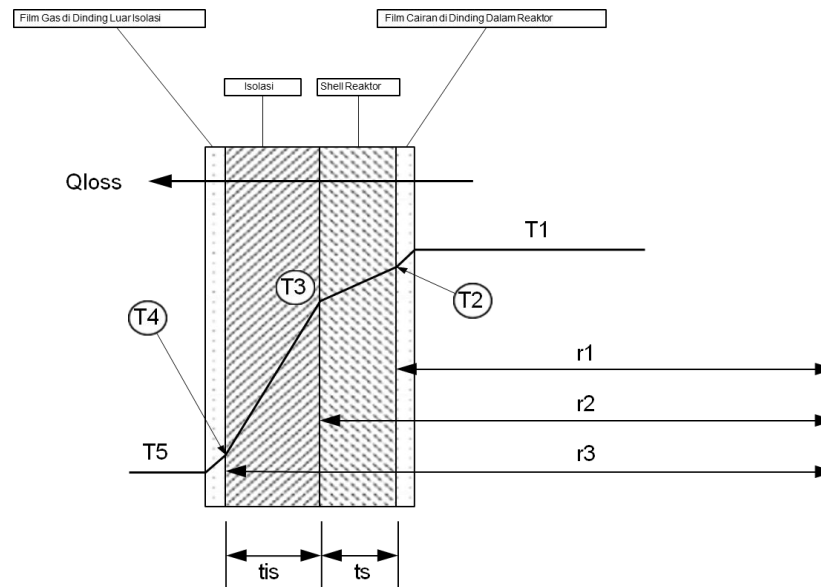
$$VR = \text{Volume Head} + \text{Volume Shell}$$

$$VR = 142.295,02 + 8.481.536,342 = 8.623.831,37 \text{ in}^3 = 141,31 \text{ m}^3$$

h) Menentukan Tebal Isolasi

Dalam sistem reaktor, penggunaan isolasi memiliki peran penting untuk menjaga efisiensi operasi serta meningkatkan aspek keselamatan. Berikut adalah beberapa fungsi utama isolasi pada reaktor:

- Menjaga suhu dinding reaktor – Mencegah kehilangan panas berlebih dan menjaga efisiensi proses.
- Keamanan operator – Mengurangi risiko luka bakar dan menciptakan lingkungan kerja yang nyaman.
- Perlindungan material – Mencegah korosi akibat kondensasi dan memperpanjang umur peralatan.



Gambar 5. Ilustrasi Perpindahan Panas Pada Dinding Reaktor (Brownell & Young, 1959)

Keterangan:

T_1 = Suhu cairan dalam reaktor

T_2 = Suhu dinding dalam reaktor

T_3 = Suhu dinding luar reaktor

T_4 = Suhu dinding luar isolasi

T_5 = Suhu lingkungan (T_u)

t_{is} = Tebal isolasi

t_s = Tebal dinding reaktor

r_1 = Jari-jari dalam reaktor

r_2 = Jari-jari luar reaktor = $r_1 + t_s$

$$r_3 = \text{Jari-jari luar isolasi} = r_2 + t_{is}$$

Dirancang:

$$T_4 (T_w) = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 122 \text{ } ^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$$

Diketahui:

$$T_1 = 235 \text{ } ^\circ\text{C} = 455 \text{ } ^\circ\text{F} = 914,7 \text{ R}$$

$$T_5 (T_u) = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F} = 546 \text{ R}$$

$$ID_s = 5,39 \text{ m} = 17,68 \text{ ft}$$

$$Z = 6,096 \text{ m} = 20 \text{ ft}$$

$$r_1 = 5,39 \text{ m} = 17,68 \text{ ft}$$

$$t_s = 0,0762 \text{ m} = 0,25 \text{ ft}$$

$$r_2 = 5,46 \text{ m} = 17,93 \text{ ft}$$

1) Spesifikasi Isolasi

Bahan : Ceramic Fiber Board

Konduktivitas termal (k_{is}) : 0,08 Btu/jam.ft².°F/ft

Emisivitas (ϵ) : 0,94

Isolasi *ceramic fiber board* dipilih karena memiliki konduktivitas termal yang rendah, sehingga efektif dalam mengurangi kehilangan panas dari reaktor ke lingkungan. Selain itu, nilai emisivitas yang tinggi membantu dalam meminimalkan perpindahan panas melalui radiasi.

i) Sifat Fisis Dinding Reaktor

Material : *Stainless steel*

Konduktivitas termal (k_s) : 25,2 Btu/jam.ft.°F

Stainless Steel dipilih sebagai material reaktor karena memiliki konduktivitas termal yang tinggi, memungkinkan perpindahan panas yang baik dari fluida proses ke dinding reaktor sebelum akhirnya dikontrol oleh sistem isolasi.

j) Algoritma Perancangan

- 1) *Trial* tebal isolasi, $t_{is} = 22,19 \text{ in} = 1,85 \text{ ft}$
- 2) Jari-jari luar isolasi, $r_3 = r_2 + t_{is} = 19,78 \text{ ft}$
- 3) Perhitungan luas permukaan luar isolasi

$$A_{ois} = \pi \times (ID_s + 2t_s + st_{is}) \times Z$$

$$A_{ois} = 289,41 \text{ ft}^2$$

4) Trial suhu permukaan luar isolasi

$$T_4 = T_w = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 581,67 \text{ R}$$

k) Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar

1) Koefisien perpindahan panas konveksi bebas:

$$h_c = 0,3\Delta T^{0,25}$$

$$\Delta T = T_w - T_u = 36 \text{ R}$$

$$h_c = 0,7348 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{R}$$

2) Koefisien perpindahan panas radiasi:

$$h_r = \sigma \epsilon (T_w^4 - T_u^4) / (T_w - T_u)$$

$$h_r = 1,154 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.R}$$

3) Perhitungan panas hilang setelah diisolasi

$$Q_{\text{loss}} = (h_r + h_c) \cdot A \cdot \Delta T = 19.687,01 \text{ Btu/jam}$$

$$= 4.964,35 \text{ kkal/jam}$$

4) Perhitungan suhu dinding luar reaktor

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{2\pi Z k_s} \right)$$

Dengan menganggap $Q_2 = Q_{\text{loss}}$ dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh:

$$T_3 = 914,6 \text{ R}$$

5) Perhitungan suhu dinding luar isolasi

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)}{2\pi Z k_{is}} \right)$$

Kemudian dengan menganggap $Q_3 = Q_{\text{loss}}$ maka diperoleh:

$$T_4 \text{ hitung} = 581,7 \text{ R} = 122 \text{ }^\circ\text{F} = 49,99990859^\circ\text{C}$$

Toleransi:

$$\text{Abs } (T_4 \text{ Trial} - T_4 \text{ hitung}) = 0,000091^\circ\text{C}$$

Karena $T_4 \text{ hitung} \sim T_4 \text{ trial}$ dan $T_4 \approx 50^\circ\text{C}$ maka perhitungan sudah benar

l) Menentukan Harga Reaktor

Kami menggunakan fitur estimasi biaya pada Matches untuk memperoleh perkiraan harga awal reaktor berdasarkan spesifikasi yang telah ditentukan. Dalam proses ini, kami memasukkan beberapa parameter utama, yaitu jenis reaktor yang

dipilih adalah jacketed, non-agitated, dengan volume sebesar 24.776 galon, material konstruksi stainless steel, serta tekanan operasi 150 psi.

Setelah memasukkan spesifikasi tersebut, website Matche memberikan hasil estimasi harga reaktor pada tahun 2014 sebesar \$427.600 untuk spesifikasi yang serupa. Estimasi ini kemudian menjadi dasar dalam perhitungan eskalasi harga reaktor hingga tahun 2029 dengan mempertimbangkan indeks biaya industri kimia dan faktor inflasi lainnya.

Untuk memperkirakan harga reaktor fixed-bed multitube pada tahun 2030, kami menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) sebagai acuan inflasi harga peralatan industri.

Harga di 2014 = \$427.600

CEPCI 2014 $\approx$ 567,1

Perhitungan CEPCI 2029 (dengan menggunakan persamaan regresi linier) $\approx$ 754,5

Rumus eskalasi biaya peralatan:

$\text{Harga}_{2030} = \text{Harga}_{2014} \times (\text{CEPCI}_{2030} / \text{CEPCI}_{2014})$

$\text{Harga}_{2030} = 427.600 \times (754,5 / 567,1)$

$\text{Harga}_{2030} \approx 560.018,68 \text{ USD}$

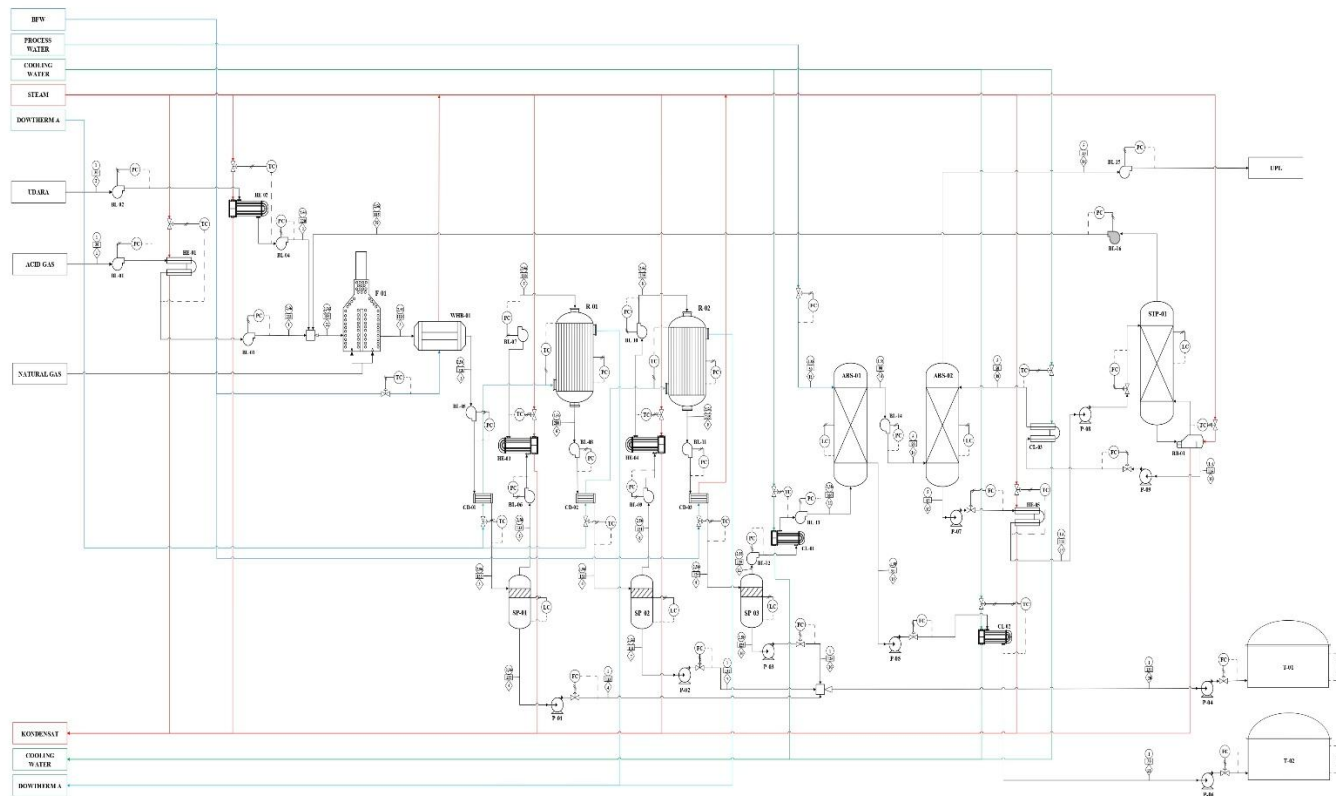
Berdasarkan analisis historis, terdapat kecenderungan depresiasi Rupiah terhadap Dolar AS. Berdasarkan data per 28 Juli 2025, kurs dolar AS terhadap

rupiah adalah sekitar Rp16.333 per dolar AS. Sehingga, estimasi harga reaktor dalam Rupiah adalah:

$$560.018,68 \times 16.333 = \text{Rp } 9.146.785.215$$

LAMPIRAN B. PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRA-RANCANGAN PABRIK SULFUR RECOVERY UNIT
KAPASITAS : 28.000 TON/TAHUN



KETERANGAN SIMBOL

- : Tekanan, atm
- : Suhu, °C
- : Nomor Arus
- : Control Valve
- : Arus Sinyal Pneumatic
- : Arus Sinyal Listrik
- : Arus Proses
- : Arus Steam
- : Arus Cooling Water
- : Arus Dowtherm A
- : Arus Process Water
- : Arus Boiler Feed water

KETERANGAN ALAT

- F : Furnace
- WHB : Waste Heat Boiler
- SP : Separator
- R : Reaktor
- ABS : Absorber
- STP : Stripper
- T : Tangki
- P : Pompa
- UPL : Unit Pengolahan Limbah
- RB : Reboiler
- BL : Blower
- CDP : Condensor Partial
- HE : Heater
- CL : Cooler

KETERANGAN INSTRUMEN

- FC : Flow Control
- PC : Pressure Control
- TC : Temperature Control
- LI : Level Indicator
- PI : Pressure Indicator
- LC : Level Control

Komponen	No. Arus																				
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	16	17	18	19	20	21	
H ₂ S	8.220,34		773,25		773,25	224,01		224,01	63,82		63,82			63,82	0,07	63,75		63,75		8.284,09	
H ₂ O	44,41		4.020,74		4.020,74	4.311,51		4.311,51	4.396,32		4.396,32	33.948,71								44,41	
O ₂		11.695,19	3.625,51		3.625,51	3.625,51		3.625,51	3.625,51		3.625,51			1.524,89	1.524,89					11.695,19	
N ₂	69,08	26.562,7	26.631,78		26.631,78	26.631,78		26.631,78	26.631,78		26.631,78			26.631,78	26.631,78					26.631,78	
SO ₂			9.070,33		9.070,33	8.553,4		8.553,4	8.402,63		8.402,63										
S			2.533,87	2.533,87		775,39	775,39		226,15	226,15									3.535,41		
C ₅ H ₁₃ NO ₂																558,42	558,42				
H ₂ SO ₄													48.848,28								
TOTAL	8.333,83	38.257,89	46.655,47	2.533,87	44.121,6	44.121,6	775,39	43.346,21	43.346,21	226,15	43.120,06	33.948,71	48.848,28	28.220,49	28.156,74	622,17	558,42	63,75	3.535,41	46.655,47	



JURUSAN TEKNIK KIMIA
 FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
 UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
 YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK SULFUR RECOVERY UNIT
KAPASITAS 28.000 TON/TAHUN

Dikerjakan Oleh:
 Ismu Dwi Nurosyadi (21521006)
 Eko Putra Sahmanto (21521124)

Dosen Pembimbing:
 Dr. Arif Hidayat, S.T., M.T.

LAMPIRAN C. KARTU KONSULTASI BIMBINGAN

1. Nama Mahasiswa : Ismu Dwi Nurosyadi

NIM : 21521006

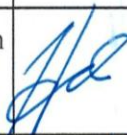
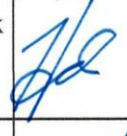
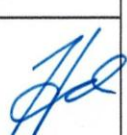
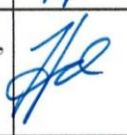
2. Nama Mahasiswa : Eko Putra sahmento

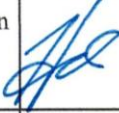
NIM : 21521124

Judul Prarancangan : Prarancangan Pabrik Sulfur Recovery Unit
dengan Kapasitas 28.000 Ton/Tahun

Semester/Tahun : 8/ 2024/2025

Akademik

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	13 September 2024	Perkenalan dan diskusi tentang prarancangan pabrik	
2	22 September 2024	Diskusi spesifikasi bahan dan produk yang akan di produksi	
3	23 September 2024	Diskusi data impor, ekspor, dan konsumsi produk hasil dan bahan baku	
4	25 September 2024	Konsultasi spesifikasi bahan, produk, diagram alir, penentuan kapasitas	
5	30 Oktober 2024	Pembuatan diagram alir kuantitatif dan kualitatif proses produksi, serta konsultasi alat pendukung proses	
6	1 November 2024	Pembuatan neraca massa proses secara menyeluruh serta konsultasi aliran <i>recycle</i>	
7	31 Desember 2024	Konsultasi perancangan reaktor; meliputi jenis, kondisi operasi, ukuran, dan kinetika reaksi	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
8	7 Februari 2025	Proses desain alat pemisahan (separator) serta alat-alat pendukung lainnya	
9	12 Februari 2025	Perancangan alat penyimpanan bahan baku dan produk	
10	17 Maret 2025	Konsultasi perancangan alat transportasi bahan (pompa dan <i>blower</i>)	
11	22 April 2025	Konsultasi desain perancangan alat penukar panas (<i>Waste Heat Boiler, Heat Exchanger, Cooler</i> , dan Kondensor); melakukan optimasi distribusi jalur <i>Dowtherm A</i> dan <i>Cooling Water</i>	
12	9 Mei 2025	Konsultasi pembuatan <i>Process Engineering Flow Diagram</i> (PEFD); Mengenai jalur arus dan ukuran gambar	
13	11 Juni 2025	Konsultasi lokasi pabrik berdasarkan faktor ekonomi, pemasaran, dan desain <i>layout</i>	
14	19 Juni 2025	Perancangan unit utilitas; unit penyedia air, boiler, <i>dowtherm A</i> , listrik, udara tekan, bahan bakar, dan pengolahan limbah	
15	1 Juli 2025	Konsultasi evaluasi ekonomi dan pembahasan penyusunan naskah	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, 1 Agustus 2025

Pembimbing,


Dr. Arif Hidayat. S.T., M.T.
NIP : 005220101