



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803**

**PRA DESAIN PABRIK  
SUBSTITUTE NATURAL GAS DARI BATUBARA**

**Ari Anggoro  
NRP. 02211640000009**

**Kamil Adlila Muslim  
NRP. 02211640000172**

**Dosen Pembimbing :  
Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng.  
NIP. 1966 05 23 1991 02 1 001**

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





## **TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803**

### **SUBSTITUTE NATURAL GAS DARI BATUBARA**

**Oleh:**

**Ari Anggoro**

**NRP. 02211640000009**

**Kamil Adlila Muslim**

**NRP. 02211640000172**

**Dosen Pembimbing :**

**Prof.Dr.Ir.Arief Widjaja,M.Eng**

**NIP.1966 05 23 1991 02 1001**

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



## **PLANT DESIGN PROJECT – TK184803**

### **SUBSTITUTE NATURAL GAS FROM COAL**

**By:**

**Ari Anggoro**

**NRP. 02211640000009**

**Kamil Adlila Muslim**

**NRP. 02211640000172**

**Advisor:**

**Prof.Dr.Ir.Arief Widjaja,M.Eng**

**NIP.1966 05 23 1991 02 1001**

**DEPARTEMENT OF CHEMICAL ENGINEERING  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY AND  
SYSTEMS ENGINEERING  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA  
2020**

## LEMBAR PENGESAHAN

Pra Desain Pabrik dengan judul:

### SUBSTITUTE NATURAL GAS DARI BATUBARA

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

Oleh:

**Ari Anggoro** **02211640000009**

**Kamil Adlila Muslim** **02211640000172**

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

1. Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng. .... *Arief*
2. Hakun Wirawasista A, ST., M.MT., Ph.D .... *Hakun*
3. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA ..... *Mahfud*
4. Fadlilatul Taufany, S.T., Ph.D ..... *Taufany*



Mengetahui,  
Kepala Departemen Teknik Kimia

Dr. Eng. Widiyastuti,ST.,MT  
NIP.197503062002122002

Surabaya,  
Agustus 2020

## INTISARI

Energi yang dibutuhkan Indonesia berbanding lurus dengan pertumbuhan penduduk dan ketergantungan penduduk terhadap energi. Gas alam dan minyak bumi adalah sumber daya yang memiliki manfaat sangat besar dalam memenuhi kebutuhan energi manusia. Manfaat yang besar dari gas alam dan minyak bumi menyebabkan kebutuhan gas alam dan minyak bumi meningkat tiap tahun. Saat ini, sumber energi di Indonesia mengalami keterbatasan cadangan minyak bumi, cadangan gas alam yang mencukupi, dan cadangan batubara yang melimpah. Hal ini dibuktikan dengan pemaparan dari Lembaga Kajian untuk Reformasi Pertambangan, Energi, dan Lingkungan Hidup yang menyebutkan bahwa 11 tahun yang akan datang cadangan minyak bumi akan habis. Kemudian, 31 tahun yang akan datang cadangan gas bumi akan habis. Penghematan energi dan pemanfaatan Energi Baru dan Terbarukan merupakan salah satu upaya peningkatan penyediaan dan pemanfaatan energi yang bermanfaat bagi semua pihak. Melalui penghematan dan pemanfaatan energi setempat serta pemanfaatan teknologi tepat guna akan meningkatkan akses masyarakat terhadap energi jangka pendek dan jangka panjang. Berangkat dari hal tersebut, pemerintah berusaha mendorong penggunaan berbagai macam energi alternatif sebagai salah satu cara untuk mengurangi ketergantungan akan penggunaan BBM serta mengoptimalkan pemanfaatan energi fosil lain yang melimpah.

*Substitute Natural Gas* (SNG) merupakan campuran gas hidrokarbon dengan sifat mirip seperti gas alam yang dapat diproduksi dari gasifikasi dengan bahan baku berupa batubara atau biomassa. Gasifikasi adalah proses perubahan bahan baku padat menjadi gas. Dengan mengubah bahan baku padat menjadi gas, maka material yang tidak diinginkan yang terkandung di dalam bahan baku tersebut seperti senyawa sulfur, karbon dioksida, dan abu dapat dihilangkan dengan menggunakan metode tertentu sehingga dapat dihasilkan gas bersih yang disebut

dengan *syngas*. *Syngas* yang memiliki kandungan utama CO dan H<sub>2</sub> kemudian dikonfersi menjadi SNG yang berupa metana (CH<sub>4</sub>) melalui proses metanasi sehingga menghasilkan produk utama berupa CH<sub>4</sub> dan produk samping berupa air. Dalam bentuk gas, potensi energi ini akan lebih mudah dialirkan dan digunakan untuk sumber energi pada proses lain untuk menggantikan bahan baku gas alam.

Tingkat produksi batubara pada tahun 2016 adalah sebesar 456.042.287 ton. Sumber daya batubara Indonesia saat ini mencapai 104,94 miliar ton dan cadangan sebesar 21,13 miliar ton. Dengan potensi yang sedemikian besar tantangan kedepan yang adalah mengupayakan perimbangan stratgis antara peran penting batubara sebagai energi primer yang ekonomis bagi kegiatan produksi di Indonesia dan mengubah cara pandang konvesional sekedar untuk penerimaan negara (*ESDM*, 2014). Selain cadangannya yang cukup besar, gasifikasi batubara juga dapat memanfaatkan batubara muda yang jumlahnya di Indonesia mencapai 70% (*Ditjen Migas*, 2012). Keunggulan lainnya, gasifikasi batubara tidak mengandung resiko, tidak berbau dan ramah lingkungan.

Pemerintah telah mengeluarkan kebijakan Domestic Market Obligation (DMO) untuk batubara, diharapkan dapat berjalan sesuai dengan apa yang direncanakan sehingga dapat memenuhi kebutuhan terutama untuk pembangkit tenaga listrik. Bila penggunaan batubara saat ini baru sekitar 50%, diharapkan pada tahun 2020 batubara dapat menyumbang 63% dari bauran energi nasional untuk sub sektor kelistrikan (*ESDM*, 2014).

Batubara yang diperoleh dari hasil penambangan mengandung bahan pengotor (impurities). Hal ini bisa terjadi ketika proses coalification ataupun pada proses penambangan yang dalam hal ini menggunakan alat-alat berat yang selalu bergelimang dengan tanah. Penggolongan kualitas batubara mutu rendah, batubara mutu sedang dan batubara mutu tinggi seringkali dikaitkan dengan tujuan pemanfaatan batubara itu sendiri yang tergambaran dengan permintaan pada spesifikasi batubara yang

diinginkan. Berdasarkan tingkat kalorinya batubara Indonesia dibagi menjadi 4, yaitu batubara kalori rendah, batubara kalori sedang, batubara kalori tinggi, dan batubara kalori sangat tinggi.

Wilayah Indonesia diketahui memiliki potensi endapan batubara yang sangat luas, namun batubara yang bernilai ekonomis untuk dikembangkan hanya terkonsentrasi pada cekungan-cekungan tersier di Indonesia bagian barat yaitu di pulau Sumatera dan pulau Kalimantan. Data dari Pusat Sumber Daya Geologi (2010) menyebutkan bahwa wilayah Sumatera Selatan memiliki jumlah cadangan batubara kualitas rendah dan sedang yang sangat banyak.

Salah satu faktor utama yang mempengaruhi harga ekonomi gas bumi adalah pajak dan besarnya bagi hasil, dimana total pajak dan bagi hasil untuk pemerintah 70%. Beberapa pihak yang dapat melakukan kontrak jual beli gas bumi dengan produsen gas bumi, diantaranya adalah pabrik pupuk, pembangkit listrik (PLN), transporter / distributor gas ( PT.PGN) pabrik petrokimia, kilang minyak bumi, industri, trader. Pemerintah harus menggalakkan pengembangan sumber energy alternatif pengganti gas alam dan minyak bumi sesuai dengan Peraturan Presiden nomor 5 tahun 2006. Salah satu energi potensial yang dapat mengantikannya adalah SNG dari batubara.

Berdasarkan data dari Neraca Gas Bumi Indonesia KESDM, pada tahun 2022 *supply* gas alam sebesar 2588,6 MMSCFD dan demand sebesar 3370,9 MMSCFD. Berdasarkan analisis perhitungan, dari hasil prediksi perkembangan gas alam Indonesia, dapat ditentukan kapasitas pabrik sebesar 1151,99 MMSCFD. Diharapkan pabrik SNG ini dapat memenuhi kebutuhan gas alam sebesar 57,36 MMSCFD dengan asumsi 330 hari produksi.

Dikarenakan potensi batubara kalori rendah (*low rank coal*) di daerah Sumatera Selatan yang melimpah, maka pemilihan lokasi pabrik adalah di provinsi Sumatera Selatan. Selain itu potensi tenaga air, tenaga listrik serta sarana

transportasi di Sumatra Selatan juga cukup memadai, sehingga tidak terlalu sulit untuk mendirikan pabrik di daerah tersebut.

Pada proses pembuatan SNG dari batubara ini terdiri dari empat proses utama, yaitu *coal preparation*, *gasification*, *gas cleaning*, dan *methanation*. Bahan baku yang digunakan untuk pabrik SNG ini adalah batubara yang diambil dari PT. Bukit Asam Tipe BA45. Sebelum masuk ke proses gasifikasi, batubara mengalami *size reduction* dari ukuran 2,5 in menjadi 6-50 mm hingga menjadi *pulverized coal*. Setelah itu *pulverized coal* dimasukkan ke dalam *screen* untuk memisahkan ukuran *low rank coal* yang *on spec* dengan ukuran yang *over spec* kemudian selanjutnya diproses menjadi *syngas* di dalam reaktor gasifier.

Pada tahap gasifikasi, batubara yang berasal dari *bin pulverized coal* masuk ke dalam *gasifier* yang di lengkapi dengan *lock hopper* untuk menaikkan tekanan *pulverized coal* dari tekanan atmosfer (1 bar) menjadi 30 bar. Kenaikan tekanan ini bertujuan agar tekanan batubara sesuai dengan *gasifier*. Oksidator berupa  $O_2$  dan *steam* dimasukkan melalui bagian bawah *gasifier* kemudian berkontak dengan batubara seiring oksidator tersebut bergerak ke atas. Pada *gasifier* terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi menjadi tiga zona yaitu zona devolatilisasi, zona pembakaran, dan zona gasifikasi. Awalnya, batubara akan mengalami proses devolatilisasi untuk dekomposisi batubara secara kimia dengan bantuan panas yang berasal dari *steam* yang diinjeksikan pada *gasifier* dan kondisi lingkungan beroksigen. Hasil dari devolatilisasi adalah karbon, *ash*, dan gas-gas ringan.

*Syngas* masih mengandung berbagai senyawa *impurities*, seperti  $H_2S$ , COS, dan  $CO_2$ . Kemudian masuk ke dalam reactor WGS dan COS Hidrolisis untuk mendapatkan *syngas* CO dan  $H_2$ . Senyawa COS dihidrolisis untuk membentuk  $H_2S$ . Pengkonversian bertujuan karena absorbent MDEA yang digunakan untuk mengabsorb lebih selektif terhadap  $H_2S$  daripada COS. Adanya senyawa-senyawa tersebut ( $H_2S$  dan  $CO_2$ ) dapat menyebabkan korosif pada peralatan dan merusak katalis sehingga perlu dimurnikan terlebih dahulu.

Selanjutnya *syngas* diumpangkan menuju kolom absorber dan dikontakkan dengan larutan MDEA untuk memisahkan gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. *Rich amine* kemudian keluar menuju *desorber* untuk meregenerasi kembali pelarut MDEA. Kolom *stripper* beroperasi dengan *partial condenser* dan *partial reboiler*. *Clean amine* keluar dari *bottom reboiler* dan selanjutnya dipompa kembali dengan pompa menuju ke absorber . Aliran *top condenser* dari *desorber* mengandung CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S Sedangkan *syngas* yang keluar dari absorber dialirkan menuju *methanator*. Pada proses metanasi, campuran gas yang berupa CO dan H<sub>2</sub> akan masuk pada reaktor *fixed-bed* dengan menggunakan katalis berupa nikel (Ni). Reaksi metanasi berlangsung pada tiga reaktor yang dipasang secara seri. Produk yang keluar dari metanator tiga masih terdapat kandungan H<sub>2</sub>O yang besar sehingga perlu dilakukan pemisahan. Pemisahan H<sub>2</sub>O dari produk dilakukan dengan menggunakan *separator*.

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40% biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60% biaya investasi dengan bunga sebesar 9,95 % per tahun. Dari analisa perhitungan ekonomi didapat hasil-hasil sebagai berikut :

- Investasi : \$ 200.940.736,14
- Internal Rate of Return : 21%
- POT : 6,5 tahun
- BEP : 47,37 %
- WACC: 4,538%

Jika dilihat secara keseluruhan, rata-rata %IRR masih menunjukkan bahwa pabrik SNG dari low rank coal ini layak untuk didirikan.

## KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Allah SWT karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan proposal Tugas Penelitian ini yang berjudul "*Substitute Natural Gas dari Batubara*" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan proposal Tugas Penelitian ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng selaku Dosen Pembimbing Tugas Akhir atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
2. Ketua Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Arief Widjaja, M.Eng. selaku kepala laboratorium Biokimia.
4. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia.
5. Orang tua dan keluarga yang telah banyak memberikan dukungan baik maupun spiritual.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Biokimia Teknik Kimia yang mengagumkan, terimakasih untuk segala support, bantuan dan kerjasamanya.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Allah SWT. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Surabaya, Februari 2020  
Penyusun

## DAFTAR ISI

### **HALAMAN JUDUL**

### **LEMBAR PENGESAHAN**

**RINGKASAN**.....i

**KATA PENGANTAR**.....v

**DAFTAR ISI**.....vi

**DAFTAR GAMBAR**.....vii

**DAFTAR TABEL**.....viii

**BAB I PENDAHULUAN**.....I-1

    I.1 Latar Belakang.....I-1

**BAB II BASIS DESAIN DATA**.....II-1

    II.1 Kapasitas.....II-1

    II.2 Lokasi.....II-3

    II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk.....II-6

**BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES**.....III-1

    III.1 Tipe Proses.....III-1

    III.2 Pemilihan Proses.....III-9

    III.3 Uraian Proses.....III-13

**BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI**.....IV-1

    IV. 1 Neraca Massa .....IV-1

    IV.2 Neraca Energi.....IV-14

### **BAB V DAFTAR DAN HARGA**

**PERALATAN**.....VI-1

    V.1 Spesifikasi.....VI-1

V.2 Harga Peralatan.....	V-29
V.3 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas.....	V-32
<b>BAB VI ANALISA EKONOMI.....</b>	<b>VI-1</b>
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya.....	VI-1
VI.2 Utilitas.....	VI-9
VI.3 Analisa Ekonomi.....	VI-11
<b>BAB VII KESIMPULAN.....</b>	<b>VII-1</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b>	

## **DAFTAR GAMBAR**

Gambar I.1 Coal Resources and Reserved Based on ESDM 2018.....	II-1
Gambar II.1 Data Poduksi Batubara Tahun 2014 - 2018.....	II-1
Gambar II.2 Lokasi Pendirian Pabrik SNG dari Batubara di Tanjung Enim.....	II-4
Gambar III.1 <i>Moving Bed Gasifier</i> .....	III-1
Gambar III.2 <i>Fluidized Bed Gasifier</i> .....	III-2
Gambar III.3 <i>Entrained Bed Gasifier</i> .....	III-3
Gambar III.4 Siklus Reaksi untuk Reaksi Sintesis.....	III-7
Gambar III.5 Proses Lurgi dengan Reaktor Adiabatik.....	III-8
Gambar III.6 Teknologi Topsoe TREMP.....	III-9
Gambar VI.1 Struktur Organisasi.....	VI-2

## DAFTAR TABEL

Tabel II.1	Konsumsi Gas Alam Domestik.....	II-2
Tabel II.2	Persentase Pertumbuhan Gas Alam di Indonesia.....	II-2
Tabel II.3	<i>Supply-Demand</i> Gas Alam Sumatra.....	II-3
Tabel II.4	Produksi Batubara PT. Bukit Asam.....	II-4
Tabel II.5	Spesifikasi Batubara.....	II-6
Tabel II.6	<i>Coal BA 45 Ultimate Analysis</i> .....	II-7
Tabel II.7	Spesifikasi Standar SNG ISO 13686 : 1998.....	II-7
Tabel III.1	Perbandingan Karakteristik Proses Gasifikasi.....	III-10
Tabel III.2	Perbandingan Metode Pemurnian Syngas dari sulfur dan CO <sub>2</sub> .....	III-13
Tabel III.3	Kelebihan dan Kekurangan Berbagai Jenis Pelarut Amine.....	III-15
Tabel III.4	Perbandungan Karakteristik Berbagai Jenis Pelarut Amine.....	III-16
Tabel III.5	Perbandingan <i>Fix-Bed Methanation</i> dengan <i>Fluid-Bed Methanation</i> .....	III-16
Tabel IV.1.1	Neraca Massa Gasifier.....	IV-2
Tabel IV.1.2	Neraca Massa Water Gas Shift.....	IV-3
Tabel IV.1.3	Neraca Massa Separator.....	IV-4
Tabel IV.1.4	Neraca Massa Absorber.....	IV-5
Tabel IV.1.5	Neraca Massa Desorber Input.....	IV-6
Tabel IV.1.6	Neraca Massa Desorber Output.....	IV-6
Tabel IV.1.7	Neraca Massa Mixing Point 2.....	IV-7
Tabel IV.1.8	Neraca Massa Mixing Point 3.....	IV-8
Tabel IV.1.9	Neraca Massa Methanator 1.....	IV-9
Tabel IV.1.10	Neraca Massa Tee 1.....	IV-10
Tabel IV.1.11	Neraca Massa Methanator 2 Inlet.....	IV-11
Tabel IV.1.12	Neraca Massa Methanator 2 Outlet.....	IV-11
Tabel IV.1.13	Neraca Massa Methanator 3 Inlet.....	IV-12
Tabel IV.1.14	Neraca Massa Methanator 3 Outlet.....	IV-12

Tabel IV.1.15	Neraca Massa Separator Outlet.....	IV-13
Tabel IV.2.1	Neraca Energi Gasifier.....	IV-15
Tabel IV.2.2	Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i> (E-221).....	IV-16
Tabel IV.2.3	Neraca Energi WGS .....	IV-16
Tabel IV.2.4	Neraca Energi <i>Syngas Cooler</i> (E-3111) .....	IV-17
Tabel IV.2.5	Neraca Energi Separator (H-312).....	IV-17
Tabel IV.2.6	Neraca Energi Kompressor ( G-313 ) .....	IV-18
Tabel IV.2.7	Neraca Energi <i>Cooler</i> (E-314).....	IV-18
Tabel IV.2.8	Neraca Energi Absorber (D-310) .....	IV-19
Tabel IV.2.9	Neraca Energi Valve (K-321) .....	IV-19
Tabel IV.2.10	Neraca Energi Heat Exchanger (D-322) .....	IV-20
Tabel IV.2.11	Neraca Energi Desorber (D-320) .....	IV-20
Tabel IV.2.12	Neraca Energi Condenser (E-323) .....	IV-21
Tabel IV.2.13	Neraca Energi Reboiler (D-324) .....	IV-21
Tabel IV.2.14	Neraca Energi Pompa MDEA (L-316) .....	IV-22
Tabel IV.2.15	Neraca Energi <i>Cooler</i> MDEA (E-315) .....	IV-22
Tabel IV.2.16	Neraca Energi Heater SNG (E-411) .....	IV-23
Tabel IV.2.17	Neraca Energi Expander (G-414) .....	IV-23
Tabel IV.2.18	Neraca Energi Methanator I (E-410) .....	IV-24
Tabel IV.2.19	Neraca Energi <i>Cooler SNG</i> (E-412) .....	IV-24
Tabel IV.2.20	Neraca Energi Compressor (G-413) .....	IV-25
Tabel IV.2.21	Neraca Energi Methanator II (R-420) .....	IV-25
Tabel IV.2.22	Neraca Energi <i>Cooler SNG</i> (R-421) .....	IV-26
Tabel IV.2.23	Neraca Energi Methanator III (R-430) .....	IV-26
Tabel IV.2.24	Neraca Energi <i>Cooler SNG</i> (E-431) .....	IV-27
Tabel IV.2.25	Neraca Energi SNG Flash Drum ( R-432 ) ....	IV-27
Tabel V.1.1	Spesifikasi <i>Feed Stock Open Yard</i> ( F-111) .....	V-1
Tabel V.1.2	Spesifikasi Belt Conveyor (J-112) .....	V-1
Tabel V.1.3	Spesifikasi Belt Conveyor (J-116) .....	V-2
Tabel V.1.4	Spesifikasi <i>Hammer Mill</i> (C-113) .....	V-2
Tabel V.1.5	Spesifikasi <i>Screen</i> (H-114) .....	V-3
Tabel V.1.6	Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i> (J-115) .....	V-3
Tabel V.1.7	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (J-117A) .....	V-4
Tabel V.1.8	Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i> (J-117B) .....	V-4
Tabel V.1.9	Spesifikasi <i>Bin Pulverized Coal</i> (F-118) .....	V-5

Tabel V.1.10	Spesifikasi <i>Gasifier</i> (R-210) .....	V-5
Tabel V.1.11	Spesifikasi <i>Lock Hopper</i> (B-121) .....	V-6
Tabel V.1.12	Spesifikasi <i>Cooler I</i> (E-221) .....	V-6
Tabel V.1.13	Spesifikasi <i>Open Yard Slag</i> (F-222) .....	V-7
Tabel V.I.14	Spesifikasi <i>Water Gas Shift Reactor</i> (R-210) ...	V-8
Tabel V.1.15	Spesifikasi <i>Cooler II</i> (E-311) .....	V-8
Tabel V.1.16	Spesifikasi <i>Separator I</i> (H-312) .....	V-9
Tabel V.I.17	Spesifikasi <i>Compressor I</i> (G-313) .....	V-10
Tabel V.I.18	Spesifikasi <i>Cooler III</i> (E-314) .....	V-10
Tabel V.I.19	Spesifikasi <i>Cooler IV</i> (E-315) .....	V-11
Tabel V.I.20	Spesifikasi <i>MDEA Pump</i> (L-316) .....	V-12
Tabel V.I..21	Spesifikasi <i>Absorber</i> (D-310) .....	V-12
Tabel V.I.22	Spesifikasi <i>Desorber</i> (D-320) .....	V-13
Tabel V.I.23	Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (E-322) .....	V-14
Tabel V.I.24	Spesifikasi <i>Regenerator Reboiler</i> (E-323) .....	V-15
Tabel V.I.25	Spesifikasi <i>Regenerator Reboiler</i> (E-324) .....	V-16
Tabel V.I.26	Spesifikasi <i>Methanator 1</i> (R-410) .....	V-16
Tabel V.I.27	Spesifikasi <i>Heater</i> (E-411) .....	V-17
Tabel V.I.28	Spesifikasi <i>Cooler V</i> (E-412) .....	V-18
Tabel V.I.29	Spesifikasi <i>Compressor II</i> (G-413) .....	V-19
Tabel V.I.30	Spesifikasi <i>Expander</i> (G-414) .....	V-19
Tabel V.I.31	Spesifikasi <i>Methanator II</i> (R-420) .....	V-19
Tabel V.I.32	Spesifikasi <i>Cooler VI</i> (E-421) .....	V-20
Tabel V.I.33	Spesifikasi <i>Methanator III</i> (R-430).....	V-21
Tabel V.I.34	Spesifikasi <i>Cooler VII</i> (E-431) .....	V-21
Tabel V.1.35	Spesifikasi <i>Separator II</i> (H-432).....	V-22
Tabel V.2	Daftar dan Harga Peralatan .....	V-23

## **BAB I**

### **PENDAHULUAN**

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

Pada saat ini, masyarakat Indonesia sangat bergantung pada BBM dan gas. hampir di setiap kegiatan sehari-hari masyarakat Indonesia menggunakan BBM semisal menggunakan sepeda motor yang berbahan bakar minyak. Tidak hanya BBM yang menjadi kebutuan yang sangat penting, gas juga sekarang menjadi hal yang penting di kehidupan masyarakat Indonesia. Hampir setiap rumah sekarang mempunyai gas. Gas disini digunakan oleh masyarakat untuk bahan bakar kompor yang digunakan untuk memasak. Akan tetapi, jika minyak dan gas terus menerus digunakan, ketersediannya akan habis juga. Ini dikarenakan minyak dan gas termasuk kedalam sumber energi yang tidak bisa diperbarui. Diperkirakan pada taun 2030 mendatang, cadangan minyak bumi di Indonesia akan habis. Hal ini dikarenakan konsumsi BBM terus meningkat. Diperkirakan konsumsi BBM mencapai 1,6 juta barel per hari. Tidak jauh berbeda dengan minyak, gas sendiri sedang mengalami keterbatasan. Oleh karena itu, untuk mengurangi konsumsi minyak dan gas maka harus dibuat sumber energi alternatif. Energi alternatif ini memanfaatkan bahan bakar fosil lainnya yang ketersediannya masih melimpah yaitu batubara

Salah satu bahan bakar fosill yang melimpah saat ini adalah batubara. Batubara adalah batuan yang mudah terbakar berwarna coklat tua yang dihasilkan ketika tanaman menumpuk dan terkubur sangat lama. Di Indonesia sendiri penggunaan batubara masih tergolong rendah, masih dalam skala pembangkit listrik. Sehingga cadangan batubara di Indonesia masih melimpah. Diperkirakan cadangan batubara Indonesia sebanyak 39,89 juta ton dan jumlah sebanyak ini dapat bertahan sampai kira

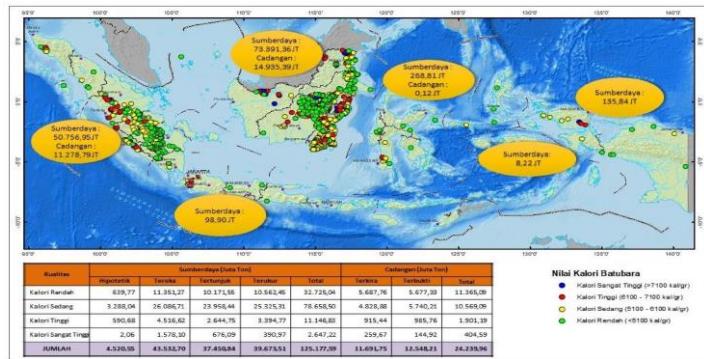
– kira taun 2100. Tidak hanya itu, diperkirakan jumlah cadangan batubara di Indonesia masih dapat bertambah dikarenakan masih belum banyak eksplorasi pertambangan batubara di Indonesia. Sehingga cocok untuk dijadikan sumber energi alternatif pengganti minyak dan gas.

Akan tetapi, batubara tidak bias digunakan sebagai energi alternatif jika tidak diolah terlebih dahulu, ini dikarenakan bentuk dan massa batubara yang tidak cocok digunakan dalam kehidupan sehari-hari masyarakat. Bentuk dari batubara sendiri yang berupa batuan yang berukuran cukup besar akan sangat mengabiskan tempat jika disimpan dalam suatu wadah atau ruangan. Oleh karena itu, batubara harus diolah terlebih dahulu agar mudah dimanfaatkan sebagai sumber energi alternatif

Tidak hanya itu, dalam pengolahan batubara secara langsung menjadi bahan bakar bukan proses yang ramah lingkungan. Ini dikarenakan asil pembakaran dari batubara menghasilkan gas CO<sub>2</sub> yang dapat mencemari lingkungan. Dampak negatif dari CO<sub>2</sub> ini adalah dapat membuat lapisan ozon pada atmosfer menipis. Inilah mengapa diperlukan proses yang dapat merubah pengolahan batubara yang tidak rama lingkungan menjadi rama lingkungan. Proses yang dimaksud adalah merubah batubara kebentuk yang lainnya yaitu gas atau juga bisa disebut *Substitute Natural Gas*.

*Substitute Natural Gas* (SNG) adalah suatu gas yang diasiklkan dari batubara yang telah melewati serangkaian proses *treatment*. Perubahan batubara ke SNG ini lebih ramah lingkungan dikarenakan dalam proses mengolah batubara hingga menjadi SNG ini tidak menghasilkan gas yang berbahaya bagi lingkungan, hal ini bertolak belakang jika batubara langsumg dijadikan sumber energi. Perubahan batubara ke SNG ini juga membuat sumber energi ini lebih fleksibel, dikarenakan batubara yang berupa padatan dirubah ke bentuk fluida gas yang mudah dalam penyimpanannya karena tidak membutukan tempat yang

luas dan lebih mudah digunakan oleh masyarakat yang ingin menggunakan secara langsung sebagai pengganti sumber energi yang berasal dari fosil



**Gambar I.1 Coal Resources and Reserved Based on ESDM 2018 (ESDM, 2018)**

Indonesia merupakan salah satu penghasil batubara terbesar di dunia. Sebagian sumber daya batubara ada pada daerah Kalimantan dan Sumatera. Batubara dibagi kedalam beberapa jenis yaitu kalori rendah, kalori sedang, kalori tinggi, dan kalori sangat tinggi. Berikut adalah Pdata mengenai jenis dan ketersediannya di Indonesia:

**Tabel 1.1 Kualitas sumber daya dan cadangan batubara Indonesia tahun 2018**

Kualitas	Sumberdaya (Juta Ton)				Cadangan (Juta Ton)			
	Hipotetik	Terekra	Tertunjuk	Terukur	Total	Terkira	Berbukti	Total
Kalori Rendah	433,03	14,580,77	15,375,29	16,386,73	46,775,82	8,090,27	7,337,83	15,428,10
Kalori Sedang	3,288,04	22,744,14	32,954,32	29,669,44	88,655,93	8,160,49	13,586,92	21,747,41
Kalori Tinggi	598,08	4,611,77	2,413,92	3,177,91	10,801,68	887,56	1,026,12	1,913,68
Kalori Sangat Tinggi	2,06	2,131,79	1,502,69	1,529,43	5,165,97	422,51	379,26	801,77
<b>JUMLAH</b>	<b>4,321,21</b>	<b>44,068,47</b>	<b>52,246,21</b>	<b>50,763,52</b>	<b>151,399,40</b>	<b>17,560,83</b>	<b>22,330,13</b>	<b>39,890,95</b>

Catatan :

- Kualitas Batubara berdasarkan kelas nilai kalori (Keppres No. 13 Tahun 2000 diperbaharui dengan PP No. 45 Tahun 2003)
- Kalori Rendah < 5100 kcal/gr
  - Kalori Sedang 5100 - 6100 kcal/gr
  - Kalori Tinggi 6100 - 7100 kcal/gr
  - Kalori Sangat Tinggi > 7100 kcal/gr

- Kelas Sumberdaya batubara
  - Hipotetik Hasil Survey Tinjau Terkira
  - Terekra Hasil Prospeksi Terbukti
  - Tertunjuk Hasil Eksplorasi Pendahuluan
  - Terukur Hasil Eksplorasi Rinci
- Kelas Cadangan

Batubara merupakan sumber energi dari bahan alam yang tidak akan membusuk, tidak mudah terurai dan berbentuk padat. Rekayasa pemanfaatan batubara ke bentuk lain perlu dikembangkan. Pemanfaatan batubara umumnya digunakan dalam PLTU. Abu dari batubara juga dimanfaatkan diantaranya sebagai bahan baku semen, batu bata, filler aspal dan lain-lain.

Ada beberapa faktor yang menjadi alasan untuk digunakannya batubara sebagai sumber energi alternatif, yaitu :

1. Cadangan batubara di Indonesia sangat banyak. Diperkirakan di Indonesia masih ada cadangan batubara sebanyak 22.330 juta ton yang terbukti.
2. Harga batubara yang lebih murah jika dibandingkan dengan minyak dan gas.
3. Batubara dapat diperoleh dari banyak sumber di pasar dunia dengan pasokan yang stabil
4. Pengaruh pemanfaatan batubara terhadap lingkungan sudah dipahami dan dipelajari secara luas, sehingga teknologi batubara bersih (*clean coal technology*) dapat dikembangkan dan diaplikasikan.

SNG merupakan gas alam yang dibuat dari batubara yang berfungsi sebagai pembawa energi batubara yang diperolah dari batubara yang telah melalui proses gasifikasi. Gasifikasi adalah suatu proses perubahan bahan bakar padat menjadi gas. Berbeda dengan pembakaran, proses gasifikasi adalah proses pemecahan rantai karbon ke bentuk unsur atau senyawa kimia lain. Proses gasifikasi memerlukan sedikit oksigen dan seringkali digunakan steam untuk proses pembakaran (Basu, 2008). Dengan mengubah batubara menjadi gas, maka material yang tidak diinginkan yang terkandung dalam batubara seperti senyawa sulfur, karbon dioksida ( $\text{CO}_2$ ), dan abu dapat dihilangkan dari gas dengan menggunakan metode tertentu sehingga menghasilkan gas bersih yang dikenal sebagai *syngas*. *Syngas* memiliki kandungan utama berupa CO dan  $\text{H}_2$  yang kemudian

dikonversi menjadi SNG yang berupa metana ( $\text{CH}_4$ ) melalui proses metanasi.

## **BAB II**

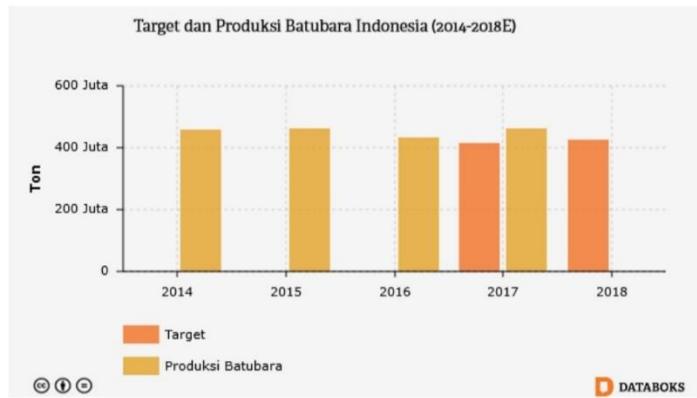
### **BASIS DESAIN DATA**

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

Di pabrik Substitute Natural gas ini mempunyai bahan baku yaitu batubara-45. Bahan baku ini diperoleh dari PT. Bukit Asam Sebelum mendirikan pabrik, pertama tama harus menentukan kapasitas produksi dari pabrik. Ada beberapa pertimbangan dalam menentukan kapasitas produksi pabrik, yaitu:

1. Ketersediaan bahan baku yaitu baubara
2. Prediksi pasar yaitu memprediksi kebutuhan SNG bagi Indonesia

Perkembangan produksi batu bara di Indonesia dapat dilihat semakin meningkat. Dari data pasokan batubara, produksi batubara di Indonesia tahun 2011 sebanyak 353 juta ton/tahun diekspor sebanyak 272 juta ton/tahun dan dimanfaatkan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri sebanyak 79 juta ton/tahun. Adapun laju pertumbuhan produksi batubara rata-rata meningkat 11,7 % tiap tahunnya (*BP statistical review of world energy,2017*).



**Gambar II.1** Data produksi batubara tahun 2014-2018

Dari data tersebut, ditunjukkan bahwa produksi batubara semakin meningkat dari tahun ketahun. Mengetahui bahwa sumber daya batubara di Indonesia sangat melimpah, dan disisi lain sumber daya BBM semakin menipis dan harganya semakin mahal, hal ini menuntu agar ada sumber energi alternatif yang menggantikan BBM.

Pada saat ini, konsumsi gas yang ada di Indonesia cukup besar dan cukup diminati oleh kebutuhan pasar yang ada di Indonesia. Hal ini didasarkan bahwa konsumsi gas alam domestic hampi setiap tahun meningkat. Berikut data konsumsi gas Indonesia:

**Tabel II.1** Konsumsi Gas Alam Domestik

Tahun	Produksi	Konsumsi
2012	8340,605	7727,121
2013	7800,449	8019,64
2014	8145,188	7975,855
2015	8105,133	8139,502
2016	7991,01	8169,231

**Tabel II.2** Persentase Pertumbuhan Gas Alam di Indonesia

Tahun	Kenaikan Produksi	Konsumsi
2012	0	0
2013	-0,0692	0,0364
2014	0,04232	-0,0054
2015	-0,00494	0,0201
2016	-0,01427	0,00363
Rata-rata Pertumbuhan	-0,00922	0,01094

Energi alternatif pengganti gas dari batu bara ini diharapkan dapat menggantikan gas alam. Mengingat bahwa hampir setiap tahun kebutuhan gas alam domestic semakin meningkat. Berdasarkan tabel dibawah:

**Tabel II.3** Supply-Demand Gas Alam Sumatera

Tahun	Supply (MMSCFD)	Demand (MMSCFD)
2018	2815,72	3088,09
2019	2909,42	2289,99
2020	3074,69	3088,09
2021	2866,08	3298,9
2022	2588,9	3370,9

Berdasarkan tabel diatas, *demand* pada tahun 2018 sebesar 3088,09. Dari hasil prediksi perkembangan gas alam Indonesia, dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut :

$$\text{Kapasitas Pabrik} = \text{Konsumsi-produksi}$$

$$= 8710,65 - 7558,66$$

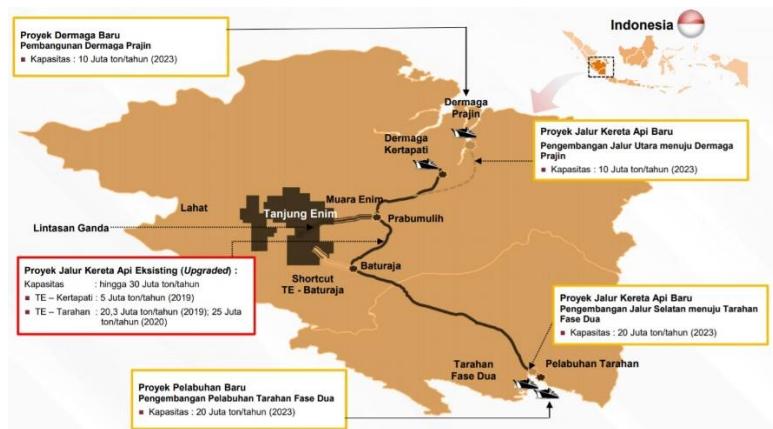
$$= 1151,99 \text{ MMSCFD}$$

Berdasarkan perhitungan diatas, maka dapat disimpulkan pada tahun 2022 dibutuhkan tambahan gas alam sebesar 1151,99 MMSCFD. Diharapkan pabrik ini dapat memenuhi kebutuhan gas

alam untuk disuplai dengan kapasitas bahan baku 100.000 kg/jam selama 330 hari produksi.

## II.2 Lokasi

Lokasi pabrik akan ditempatkan di provinsi Sumatera Selatan, dikarenakan produksi batubara yang melimpah pada daerah tersebut. Tidak hanya itu pemilihan penempatan pabrik di Sumatera Selatan karena pasokan tenaga air, listrik dan sarana transportasi di Sumatera Selatan yang cukup memadai. Pabrik ini akan didirikan di Muara Enim, Sumatera Selatan, karena di daerah dekat dengan produsen bahan baku batubara kami yaitu dari PT. Bukit Asam



**Gambar II.2 Lokasi Pendirian Pabrik SNG dari Batubara di Tanjung Enim**

## Faktor Utama dalam Penentuan Pabrik Lokasi

### 1. Ketersediaan Bahan Baku

Sumatera Selatan merupakan salah satu daerah penghasil batubara terbanyak di Indonesia. Bahan baku yang digunakan

untuk menghasilkan SNG adalah batubara dari PT. Bukit Asam yang memiliki kapasitas produksi lebih dari 12 juta ton per tahunnya, dengan cadangan mencapai 3 miliar ton, sehingga dengan jumlahnya yang melimpah dapat memenuhi kebutuhan suplai batubara untuk pabrik kami untuk jangka panjang.

**Tabel II.4** Produksi Batubara PT. Bukit Asam

<b>Tahun</b>	<b>Produksi (Ton)</b>
2011	12.338.589
2012	13.727.923
2013	13.601.908
2014	15.621.074

## **2. Pemasaran**

Hasil produksi SNG yang akan menghasilkan gas dengan kandungan metana sebesar >90% akan digunakan sebagai bahan bakar dari PLTG yang terletak di Provinsi Sumatera Selatan, karena penempatan pabrik berada pada Sumatera Selatan maka pendistribusian produk akan dikirimkan ke beberapa PLTG yang satu daerah dengan pabrik kami seperti PLTG Jakabaring CNG, PLTG Talang Duku, PLTGU 130 MW Indralaya, dan PLTG lainnya yang berkawasan dekat dengan pabrik kami.

## **3. Ketersediaan Transportasi**

Pendistribusian produk SNG akan dilakukan melalui *pipeline* yang berada pada sepanjang Sumatera Selatan

## **4. Ketersediaan Tenaga Kerja**

Pabrik SNG akan membutuhkan pegawai yang cukup banyak, Sumatera Selatan memiliki penduduk sebanyak 8.391.489 pada tahun 2018, dimana sekitar 30% penduduk

Sumatera Selatan adalah lulusan SMA/SMK dan perguruan tinggi, maka dari itu untuk ketersediaan tenaga kerja pada provinsi Sumatera Selatan cukup banyak.

## **5. Ketersedian Air**

Air merupakan salah satu utilitas yang harus tersedia dalam pengoperasian pabrik ini. Untuk memenuhi kebutuhan air, pabrik SNG akan mengambil dari PDAM Lematang Enim dan dari sungai yang berada di sekitar Muara Enim.

## **6. Ketersediaan Listrik**

Listrik merupakan sarana vital dalam pengoperasian pabrik, sehingga untuk kebutuhan listrik didapatkan dari PLTU Bukit Asam dengan kapasitas sekitar 1.200 MW

## **7. Kondisi Lingkungan**

Untuk kondisi lingkungan pada Muara Enim, berdasarkan dari Badan Meteorologi, Klimatologi, dan Geofisika (BMKG) dapat dilihat sebagai berikut:

1. Suhu: 24-30°C
2. Kelembaban: 70-95%
3. Kecepatan angin: 9 km/jam
4. Arah angin: Barat daya

## **II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk**

### **II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku**

Bahan baku batubara yang akan digunakan dalam pembuatan SNG adalah batubara tipe 45 dari PT. Bukit Asam yang memiliki komposisi sebagai berikut:

**Tabel II.5 Spesifikasi Batubara**

<b>Parameter</b>	<b>Nilai</b>
Total moisture (% ,ar)	30
Ash content(% ,ar)	6%
Volatile matter (% ,ar)	35%
Fixed carbon (% ,ar)	29%
Calorific value (kkal/kg, ar)	4.500
Total sulfur (% ,adb)	Max. 1%
Ash fusion temperature (deformation) (°C)	1.216
Hardgrove grindability index	52
Reactivity	High
Caking characteristic	Caking

Pengertian satuan yang biasa dipakai dalam analisa batubara:

- *As Received* (ar): termasuk *Total Moisture*
- *Air Dried* (ad): hanya termasuk *Inherent Moisture* (IM)
- *Dry Basis* (db): tidak termasuk *moisture*

Batubara dari PT. Bukit Asam memiliki kandungan sebagai berikut:

**Tabel II.6 Coal BA 45 Ultimate Analysis**

<b>Komponen</b>	<b>Fraksi Massa</b>
C	0.603
H	0.0454
O	0.2164

<b>S</b>	0.01
<b>N</b>	0.0085
<b>Ash</b>	0.1149
<b>Total</b>	1

### II.3.2 Spesifikasi Target Produk

Bahan baku berupa batubara akan diproses menjadi SNG sebagai produk utama dengan spesifikasi produk sebagai berikut:

**Tabel II.7** Spesifikasi Standar SNG ISO 13686: 1998

<b>Gross Caloric Value</b>	31,6 – 38,7	MJ/m <sup>3</sup>
<b>Wobbe Index</b>	43,44 – 44,4	MJ/m <sup>3</sup>
<b>Maximum Liquid Hydrocarbons</b>	5	mm/mg <sup>3</sup> below – 3°C at any P
<b>Solid Hydrocarbons</b>	Technically free	
<b>Aromatic Hydrocarbons</b>	0,1 (or even 0,025)	mol.%
<b>Water Dew Point</b>	-8	°C at 70 bar
<b>Total Sulphur Content</b>	<120	mg/nm <sup>3</sup>
<b>H<sub>2</sub>S</b>	<5	mg/nm <sup>3</sup>
<b>Sulphur content caused by alkylthiols</b>	<6	mg/nm <sup>3</sup>

<b>(mercaptans)</b>		
<b>CO<sub>2</sub></b>	<3	mol.%
<b>O<sub>2</sub></b>	<0,5	mol.%
<b>Hg</b>	<0,015	mg/nm <sup>3</sup>
<b>CH<sub>4</sub></b>	>90	mol.%
<b>CO</b> <b>Cl</b> <b>F</b>	The gas shall not contain other elements or impurities (such as, but not limited to, methanol, gas, and odorants) in such extent that the gas entering GTS's facilities at the delivery point cannot be transported, stored or marketed in the Netherlands without incurring additional cost for quality adjustment	

SNG yang dihasilkan dari gasifikasi batubara dapat digunakan untuk mengurangi ketergantungan terhadap penggunaan minyak bumi. Sebagian besar pembangkit listrik yang berada di Indonesia masih menggunakan minyak bumi sebagai bahan bakarnya untuk menggerakan turbin pembangkit listrik, maka dari itu pada tahun 2006 terbitlah Peraturan Presiden Pasal 71 tahun 2006 tentang percepatan pembangunan pembangkit baru dengan bahan bakar berupa batubara. Sehingga dengan adanya peraturan tersebut permintaan batubara akan semakin besar dan dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan SNG dengan proses gasifikasi batubara.

SNG yang dihasilkan dari gasifikasi batubara dapat diproses lebih lanjut dan dimanfaatkan untuk berbagai keperluan, diantaranya adalah:

1. Pembangkit Listrik

Pada pembangkit listrik yang memanfaatkan SNG dari hasil gasifikasi batubara umumnya menggunakan metode *Integrated Gasification Combined Cycle* (IGCC). Pada sistem ini gas yang dihasilkan dari proses gasifikasi digunakan sebagai bahan bakar untuk turbin gas sedangkan uap yang dihasilkan oleh gas pendingin pada proses gasifikasi akan digunakan oleh turbin uap. Secara garis besar SNG yang dihasilkan akan diproses di pendingin gas dan pembersi dahulu kemudian akan mengalir dan menggerakan turbin uap.

## 2. Bahan bakar

SNG juga dapat dimanfaatkan sebagai pengganti bahan bakar gas alam karena mengandung zat metana ( $\text{CH}_4$ )

## 3. Industri kimia

Hasil gasifikasi batubara menjadi SNG diketahui memiliki kandungan yang nantinya dapat digunakan untuk bahan baku berbagai macam industri seperti pupuk, olein, parafin, dan lain-lain

## BAB III

### SELEKSI DAN URAIAN PROSES

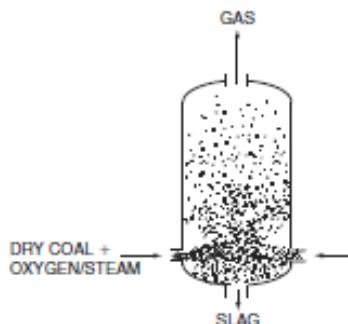
#### III.1 Tipe Proses

##### III.1.1 Gasifikasi Batubara menjadi Syngas

Ada 3 macam gasifier yang biasa digunakan dalam proses gasifikasi batubara yaitu moving bed, fluidized bed dan entrained flow.

###### a. Moving Bed

Menurut sejarah, moving bed dalam proses tertua dan ada dua bagian penting yang berlangsung yaitu producer gas process dan water gas process. Keduanya memegang peranan penting dalam pada awal proses produksi syngas dari batubara. Dalam moving bed batubara yang berukuran 6-50 mm diumpulkan dari atas reactor dan akan menumpuk karena gaya beratnya. Steam dan udara ( $O_2$ ) dihembuskan dari bawah reactor berlawanan arah dengan masukan batubara dan akan bereaksi membentuk syngas.



Gambar III.1 Moving Bed Gasifier

Kelebihan:

- Dapat digunakan untuk semua grade batubara
- Mudah dalam desain dan pengoperasiannya
- Membutukan  $O_2$  dalam jumlah yang sedikit

Kekurangan:

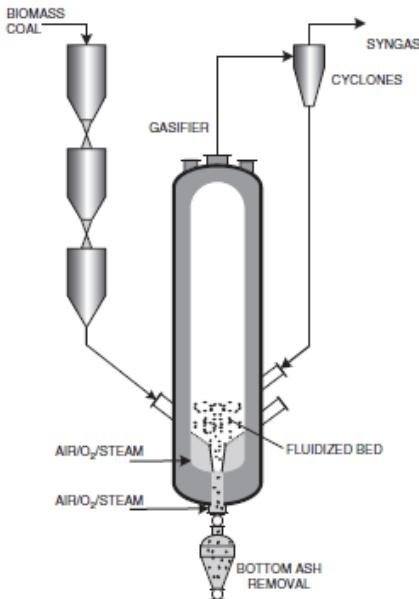
- Sulit menjaga temperature pada bed dan pencampuran gas dalam bed sangat kurang memadai

(Higman & van der Burgt, 2008)

b. Fluidized bed

Dalam fluidized bed, batubara yang digunakan lebih halus ukurannya, ukurannya mulai 6-10 mm. pada fluidized bed, gaya gravitasi dari serbuk batubara akan seimbang dengan gaya dorong ke atas steam dan udara ( $O_2$ ) sehingga partikel batubara ada dalam kondisi mengembang saat gasifikasi terjadi.

Contoh: winker gasifier, kellog rust westinghousegas



**Gambar III.2 Fluidized Bed Gasifier**

Kelebihan:

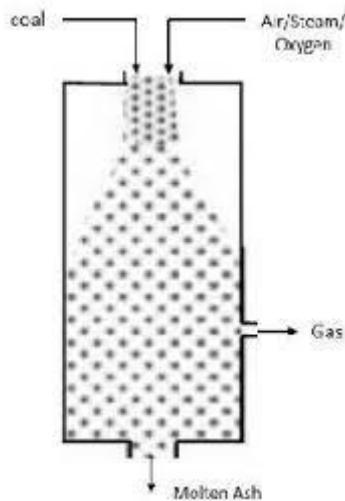
- Kondisi tempratur dapat lebih dikontrol karena proses pencampuran yang baik
- Cocok digunakan dalam skala industry
- Heat transfer dan mass transfer antara gas dan partikel solid lebih sempurna

Kekurangan:

- Konversi karbon lebih mudah dibandingkan moving bed dan entrained bed  
(Higman & van der Burgt, 2008)

c. Entrained flow

Dalam entrained flow kontak antara serbuk batubara dengan steam dan udara O<sub>2</sub> dibuat sangat cepat sekali. Umpam yang digunakan untuk batubara bias berupa slurry feed maupun dry feed. Ukuran batubara yang masuk sangat halus, berukuran <100 μm.



**Gambar III.3 Entrained Bed Gasifier**

Kelebihan:

- Waktu kontak sangat cepat sehingga proses pembentukan agglomerate dapat diminimalkan.
- Bisa digunakan untuk jenis batubara apa saja
- Rate reaksi yang tinggi menyebabkan utilisasi karbon
- Ash yang dihasilkan adalah inert, hal ini terjadi karena banyaknya O<sub>2</sub> yang digunakan
- Sangat cocok digunakan pada skala industry karena hasil yang banyak

Kekurangan:

- Membutuhkan O<sub>2</sub> dalam jumlah yang sangat besar
- Gas yang dihasilkan bersuhu sangat tinggi
- Pemilihan konstruksi pada combustion zone dikarenakan tingginya suhu pada zone tersebut

(Higman & van der Burgt, 2008)

### **III.1.2 Pemisaan Kontaminan (gas treating)**

Syngas yang dihasilkan dari *gasifier* masih belum memenui spesifikasi standart untuk diproses lebih lanjut untuk dijadikan SNG. Oleh karena itu masih perlu dilakukan proses pemurnian syngas dan impuritisnya agar sesuai dengan spesifikasi yang diperlukan. Salah satunya dengan memisakan senyawa sulfur dan kardon dioksida yang terdapat pada syngas.

Kandungan sulfur dalam syngas umumnya terdapat dalam bentuk H<sub>2</sub>S dan COS. Jika terbawa dalam flue gas, senyawa ini dapat mencemari lingkungan. Ada beberapa metode yang dapat digunakan untuk proses pemisaan kandungan sulfur dan karbon dioksida dalam syngas, antara lain:

- a. Absorbsi

Proses absorpsi prinsipnya adalah melarutkan  $\text{CO}_2$  dalam pelarut yang sesuai. Perbedaan kelarutan antara hidrokarbon dan  $\text{CO}_2$  dalam absorben menyebabkan produk keluaran akan bersih dari  $\text{CO}_2$ . Untuk dapat meng absorb  $\text{CO}_2$  maka absorben (pelarut) dan sour gas harusnya dikontakkan dengan menggunakan kolom.

Kontaktor kolom berbentuk seperti kolom tinggi yang didalamnya berisi media pengontak berupa tray atau packing. Sour gas akan masuk dari bagian bawah kolom dan solven akan dimasukkan dari atas, sehingga terjadi kontak secara counter current sehingga gas  $\text{CO}_2$  akan larut dalam absorben.

Pada proses sbsorbsi biasanya digunakan pelarut alkanoamina. Alkalanoamina adalah senyawa kimia dengan gugus hidroksi, dengan gugus amino ( $-\text{N}_2$ ,  $-\text{NR}$ ,  $\text{NR}_2$ ) pada rantai alkane. Alkalnoamina adalah pelarut prefersial yang digunakan oleh kilang minyak dan industry gas alam. Alkalnoamina stabil secara kimia dan dapat dipanaskan hingga ke titik didih saat dekomposisi. Pada proses absorbs menggunakan amine dikenal beberapa pelarut sebagai berikut:

1. MEA (Monoetanol Amine)

MEA dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan ammonia. MEA memiliki sifat bening dan merupakan cairan organik kental seperti pasta. Plasek dkk (1998) menyarankan penggunaan MEA sebagai pelarut lanjutan untuk pemurnian gas kilang dan gas alam. Secara umum digunakan ada konsentrasi 10-20% wt dalam air. Acid gas loading terbatas 0,3-0,4 mol acid gas per mol amine. MEA dibandingkan dengan amine yang lain lebih korosif, terlebih lagi bila konsentrasi >20% wt, juga membutuhkan eat of reaction dengan  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  sangat tinggi (sekitar 30% lebih tinggi dibandingkan DEA). Reaksi absorbs  $\text{CO}_2$  dengan

MEA membutukan panas sekitar 825Btu per lb dan panas reaksi absorbs H<sub>2</sub>S dengan MEA sekitar 550 Btu per lb. Vapor pressure yang tinggi dari MEA mengakibatkan mudah kehilangan larutan di desorber yang signifikan akibat penguapan yang tinggi.

2. DEA (dietanol amine)

Secara umum digunakan pada konsentrasi 25-35%wt dalam air. Acid gas loading pada 0,4-0,6 mol acid gas per mol amine. DEA dibandingkan dengan MEA kurang korosif. DEA merupakan amina sekunder dalam wujud cairan tak berwarna diatas titik cair 82°F. Sedangkan pada temperature dibawa titik cairnya, DEA berwujud padat dan larut dalam air.

3. MDEA (Metil Dietanol amine)

Secara umum digunakan pada konsentrasi 40-60 % wt dalam air. Acid gas loading 0,4-0,9 mol acid per mol amine. Sifatnya mirip dengan MEA tetapi mempunyai vapor pressure yang lebih rendah sehingga diperlukan konsentrasi yang lebih tinggi. Tingkat degradasi DGA juga tinggi karena MDEA amina tersier. MDEA banyak digunakan karena menguntungkan secara operasional karena tekanan uap rendah dan temperatur 242°F. Maddox dkk (1998) mengklaim bawa selektifitas MDEA dipengaruhi oleh beberapa factor sebagai berikut:

- Temperatur rendah meningkatkan selektifitas
- Tekanan tinggi meningkatkan selektifitas

b. Adsorpsi menggunakan zat padat

Proses adsorpsi partikel solid melibatkan transfer zat terlarut dalam gas menuju ke permukaan zat pdat, dimana proses transfer digerakkan ole gaya Vander walls. Adsorben yang digunakan biasanya berbentuk granular yang mempunyai luas permukaan besar tiap satuan volume. Permurnian gas dapat menggunakan

padatan yang berupa silica, alumina, karbon aktif atau silikat yang kemudian dikenal dengan nama molecular sieve.

c. Difusi dengan menggunakan membrane

Dasar pemisahan adalah solubility dan difusi. Gas ditransportasikan melalui lapisan tipis membrane (< 1 mm) dengan laju berbeda. Besarnya penyerapan gas dinyatakan dengan koefisien permeabilitas membrane. Transportasi tiap komponen dikendalikan oleh perbedaan tekanan parsial pada membrane dan permeabilitas tiap komponen membrane. Untuk mencapai gas metana dengan kemurnian yang tinggi maka permeabilitas arus tinggi. Kelemahan dari metode ini adalah biaya produksi yang sangat besar.

### **III.1.3 Methanation**

Batubara harus dikonversi ke SNG oleh proses termokimia melalui gasifikasi dan metanasi agar mencapai efisiensi kimia secara keseluruhan. Pada proses metanasi, syngas yang tidak melewati proses gas cleaning akan masuk menuju reaktor. Diharapkan feed dari metanator berupa CO dan H<sub>2</sub> yang kemudian akan diubah menjadi SNG yang berupa C dengan kemurnian lebih dari 90%. Pada reactor ini terjadi beberapa reaksi dengan reaktan CO dan bereaksi dengan hidrogen sehingga menghasilkan produk berupa C dan produk samping berupa H<sub>2</sub>O.

Reaksi metanasi adalah sebagai berikut:



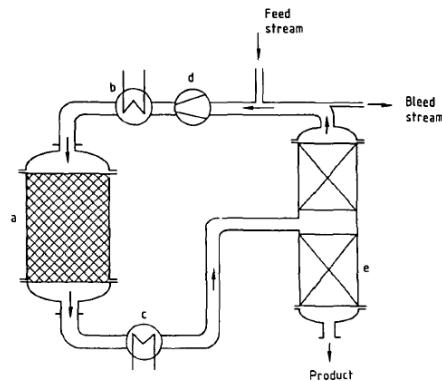
Secara umum reactor pada proses metanasi dibagi menjadi 2 yaitu feed metanation dan fluid bed metanation.

a. Fixed Bed Metanation

Pada reactor fixed bed ini pellet katalis berada pada sebuah tempat biasanya pada sebuah tray dan katalis tetap berada pada tray tersebut. Reaktan masuk melalui bagian atas dari reactor dan meleati

katalis yang nantinya akan menghasilkan produk. Dalam reactor ini reaksi terbentuk dalam reaksi gas heterogen dikatalisis pada permukaan katalis. Dalam banyak kasus, siklus perpindaan panas bertugas untuk menjaga suhu pada fixed bed dalam rentang tertentu. Konsep ini sering digambarkan sebagai isothermal reactor fixed bed. Namun control reaksi isothermal tidak memberikan selektifitas atau yield yang optimal dan untuk ini konsep penukar panas berintergrasi dalam fixed bed yang juga banyak digunakan untuk mencapai profil temperature non isothermal.

Dalam plant produksi SNG, reactor dapat dianggap sebagai item control. Dalam banyak arus konversi dicapai dalam reactor terbatas untuk termodinamika atau termal dan alasan kinetic atau selektifitas. Hal ini kemudian digunakan untuk memisahkan material dari reactor menjadi produk dan komponen feed yang tidak bereaksi, yang akan direcycle untuk feedstock.



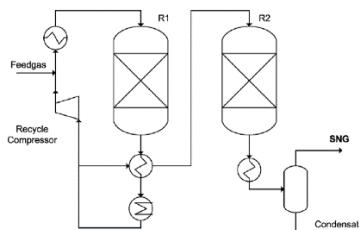
**Gambar III.4** Siklus Reaksi untuk Reaksi Sintesis

Ada beberapa macam proses yang termasuk dalam fixed bed metanation, antara lain seperti lurgi proses dan TREMP proses. Umumnya semua reactor fixed bed dipasang secara seri karena tingkat waktu

aktivitas dari katalis yang terbatas, sehingga untuk memudahkan penggantian katalis serta faktor yang lebih ekonomis. Kondisi operasi dari jenis reaktor ini umumnya diatas 100° Celcius. Macam-macam proses yang termasuk dalam fixed bed metanation.

### 1. Proses Lurgi

Pada proses lurgi ini, unit metanasi menggunakan reaktor yang terdiri dari dua reaktor fixed bed adiabatic dengan recycle gas internal. Plant dengan proses ini menggunakan dua katalis berbeda. Katalis pertama menggunakan 20% berat Ni/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> dan katalis kedua merupakan katalis spesial yang telah dikembangkan oleh BASF menggunakan high nickel content. Eksperimen menggunakan katalis pertama memperlihatkan deaktivitas katalis yang cepat. Katalis kedua beroperasi untuk 4000 jam dan mencapai suhu kesetimbangan adiabtik pada 450 derajat celcius setelah 32% dari katalis bed.



**Gambar III.5** Proses Lurgi dengan Reaktor Adiabatik Fixed-Bed Methanation  
(Jan Kopyscinski, 2010)

### 2. TREMP proses

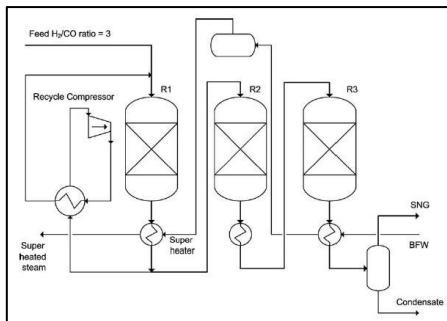
Proses TREMP didasarkan pada topsoe MCR katalis metanasi, yang memiliki aktifitas tinggi dan stabil dalam rentang temperatur yang luas dari 250° Celcius sampai 400° Celcius.

Singkatnya, sifat dari MCR ini memiliki keuntungan sebagai berikut:

- Panas reaksi dimanfaatkan kembali sebagai high pressure superheated steam untuk digunakan langsung dalam turbin uap
- Kenaikan temperature besar atas asil katalis Topsoe MCR dalam rasio recycle sangat rendah dengan pengematan energi yang sesuai dan pengurangan biaya peralatan.

Unit Topsoe TREMP adalah tailor made, sehingga desain dioptimalkan dan hemat biaya. Teknologi ini didasarkan pada in house RD, pengembangan katalis dan termodinamikan serta rinci mekanika. Teknologi Topsoe TREMP memastikan recovery panas yang sangat efektif hingga 85%. panas yang dilepaskan dari reaksi metanasi diperoleh sebagai superheated steam tekanan tinggi. Properti dari superheated steam itu sendiri adalah 100 bar gram per 540° Celcius. Produksi steam berkisar 3-3,5 kg per Nm<sup>2</sup> SNG dan sejumlah kecil energy dihilangkan dengan water cooling.

Reaksi di TREMP berlangsung pada reactor fixed bed adiabatic. Panas reaksi hasil peningkatan suhu tinggi dan direcycle untuk mengontrol kenaikan suhu pada reactor metanasi pertama. Gas yang keluar dari reactor pertama didinginkan oleh BFW. Gas kemudian memasuki tahap metanasi berikutnya. Langkah - langkah proses upstream dari unit metanasi dirancang untuk memberikan rasio stokimetri yang tepat antara hidrogen dengan karbon monoksida dalam gas sesuai dengan reaksi metana.



**Gambar III.6** Teknologi Topsoe TREMP

Karakteristik keunggulan teknologi Topsoe TREMP ini adalah efisiensi energy yang tinggi, produksi gas alam kompatibel dengan spesifikasi pipa, serta investasi rendah.

#### b. Fluid Bed Methanation

Reaktor fluidized bed cocok untuk operasi skala besar reaksi katalis heterogen dengan reaksi eksotermis tinggi. Perpindahan panas dan massa lebih tinggi dibandingkan reactor fixed bed. Keuntungan lainnya adalah kemungkinan untuk memudahkan dalam menghilangkan, menambah dan recycle katalis secara kontinyu selama operasi. Namun, perhatian khusus arus diberikan terhadap keausan dari praktik katalis. Selain itu, reactor fluidized bed memiliki kemampuan untuk memproses fluida dalam volume besar. Namun, reaktor fluidized bed ini memiliki beberapa kelemahan. Seperti, dikarenakan perluasan material bed dalam reactor, vessel yang besar lebih sering digunakan. Vessel yang lebih besar ini membutukan biaya yang lebih besar dalam modal awal. Dibutuhkannya kecepatan fluida yang tinggi didalam reaktor maka dibutuhkan

tenaga lebih dalam memompa, maka dari itu dibutuhkan pula biaya energi yang tinggi. Selain itu, penurunan tekanan terkait dengan kedalaman bed juga membutukan daya pompa tambahan. Perilaku seperti fluida dari partikel padat halus dalam bed menyebabkan keausan pada bejana reactor dan menimbulkan erosi komponen internal. Hal ini memerlukan perawatan yang mahal serta perawatan lebih pada vessel dan pipa.

### **III.2 Pemilihan Proses**

#### **III.2.1 Gasifikasi**

Berdasarkan uraian jenis-jenis proses gasifikasi yang telah dijelaskan sebelumnya, maka dapat dilihat kelebihan dan kekurangan dari tiap tipe gasifikasi. Tiap tipe gasifikasi dapat dibandingkan dalam tabel berikut ini.

**Tabel III.1 Karakteristik Tiap Proses Gasifikasi**

Category	Moving Bed		Fluid Bed		Entrain ed- Flow
Ash Condition Typical Process	Dry Ash Lurgi	Slagging BGL	Dry Ash Winkle r, HTW, CFB	Slaggin g KRW, U-Gas	Slaggin g Shell, Texaco , E- Gas, Noell, KT
Feed Characte ristic					

	6-50 mm	6-50 mm	6-10 mm	6-10 mm	<100μm
Acceptability of Fines	limited	better than dry ash	good	better	unlimited
Acceptability of Caking Coal	yes (with stirrer)	yes	possibly	yes	yes
Preferred Coal Rank	any	high	low	any	any
<b>Operating Characteristic</b>					
Outlet Gas Temperature	low (425-650°C)	low (425-650°C)	moderate (900-1050°C)	moderate (900-1050°C)	high (1250-1600°C)
Oxidant Demand	low	low	moderate	moderate	High
Steam Demand	high	low	moderate	moderate	Low
Other Characteristic	hydrocarbons in gas	hydrocarbons in gas	lower carbon conversion	lower carbon conversion	pure gas, high carbon conversion

(Higman & van der Burgt, 2008)

Berdasarkan tabel diatas maka pemilihan tipe *gasifier* dapat dipilih dengan mempertimbangkan aspek-aspek pada tiap tipe *gasifier*

a. *Feedstock*

*Feedstock* yang digunakan adalah jenis batubara yang menjadi bahan baku pada pabrik kami. Batubara yang digunakan adalah batubara berkalori rendah karena pada jumlahnya yang banyak pada daerah Sumatera Selatan. Untuk penggunaan *trained-flow bed* kurang tepat karena kandungan air pada batubara berkalori rendah masih cukup tinggi sehingga kebutuhan *steam* akan tinggi yang menyebabkan tidak ekonomis. Untuk tipe *moving bed* semua jenis batubara dapat digunakan, sedangkan pada tipe *fluidized bed* batubara yang dapat digunakan hanya batubara berkalori rendah.

(Higman & van der Burgt, 2008)

b. Kemurnian *Syngas*

Produk yang dihasilkan berupa gas CH<sub>4</sub> yang memiliki kemurnian tinggi dari kandungan *tar*, *ash* dan debu. Dari tiga tipe *bed* yang tersedia, *trained-flow* yang menghasilkan jumlah *ash* yang sedikit dan bebas dari *tar*, sedangkan *fluidized bed* menghasilkan jumlah *ash* dan *tar* yang tinggi. Untuk tipe *moving bed* kandungan *tar* dapat diturunkan jika pada saat pirolisis suhu yang digunakan diantara 1100-1200°C *tar* dapat terurai menjadi hidrokarbon ringan.

(Basu, 2006)

c. Konversi

Konversi dalam pabrik ini dinyatakan seberapa besar kabron yang ada di batubara bereaksi dengan media gasifikasi (oksigen dan *steam*) maka dari itu konversi menjadi salah satu aspek untuk pemilihan reaktor pada pabrik ini. Diantara ketiga tipe *bed*, *fluidized bed* memiliki konversi yang terendah.

d. Jumlah media gasifikasi

Media gasifikasi yang digunakan adalah *steam* dan oksigen, dimana yang dijadikan sebagai parameter disini adalah jumlah media pada gasifikasi. Semakin banyak media yang dibutuhkan maka semakin banyak biaya yang dibutuhkan untuk utilitas sehingga tidak ekonomis. Pada *moving bed* kebutuhan oksigennya rendah sedangkan kebutuhan *steam*

tinggi. Untuk *fluidized bed* kebutuhan oksigen dan *steam* berada di tengah-tengah, dan untuk *entrained flow* memiliki kebutuhan oksigen yang tinggi dan *steam* yang rendah.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan yang telah ditulis diatas maka diantara ketiga metode *gasifier* untuk digunakan pada skala industri dan dengan bahan baku batubara berkalori rendah adalah *gasifier* tipe *moving bed* dikarenakan cocok untuk batubara berkalori rendah dengan kandungan air yang cukup tinggi dan memiliki tingkat konversi yang tinggi.

### III.2.2 Pemisahan Kontaminan (*Gas Treating*)

Berdasarkan uraian jenis-jenis proses gas *cleaning* yang telah dijelaskan sebelumnya, maka dapat dilihat kelebihan dan kekurangan masing-masing jenis proses gas *cleaning*. Perbandingan antara masing-masing proses gas *cleaning* dapat dilihat pada tabel berikut

**Tabel III.2** Perbandingan Metode Pemurnian *Syngas* dari Senyawa Sulfur dan CO<sub>2</sub>

Absorpsi	Adsorpsi	Difusi
<ul style="list-style-type: none"><li>Mengontakkan <i>syngas</i> dengan solvent yang selektif memisahkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub></li><li>Terjadi di dalam kolom yang dilengkapi dengan <i>tray</i></li><li>Karakteristik absorpsi tergantung properti fisik</li><li>Solvent dapat</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>Adsorpsi <i>impurities</i> pada <i>solid carrier bed</i></li><li>Beberapa adsorbant dapat diregenerasi, beberapa memerlukan penggantian secara berkala</li><li><i>Loading capacity</i> tergantung dari karakteristik komponen adsorbant, suhu,</li></ul>	<ul style="list-style-type: none"><li>Melewatkannya <i>syngas</i> pada semacam membran polimer</li><li><i>Rate transpor</i> dari komponen yang melewati membran dipengaruhi perbedaan <i>partial pressure</i> antara dua sisi membran</li><li>Kurang cocok</li></ul>

digunakan kembali dengan diregenerasi terlebih dahulu	dan tekanan	untuk pemisahan CO <sub>2</sub> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya tinggi</li> <li>• Masih jarang diaplikasikan di industry</li> </ul>
---	-------------	--

(Higman & van der Burgt, 2008)

Dengan mempertimbangkan faktor ekonomi dan juga efisiensi proses, maka metode yang digunakan adalah metode absorpsi dikarenakan pelarut dapat diregenerasi. Sedangkan untuk jenis pelarut yang akan digunakan akan dipilih dengan mempertimbangkan kelebihan dan kekurangan dari masing-masing pelarut yang dicantumkan di tabel berikut

**Tabel III.3** Kelebihan dan Kekurangan Berbagai Jenis Pelarut Amine

	<b>MEA</b>	<b>DEA</b>	<b>MDEA</b>
<b>Kelebihan</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Proses stabil secara thermal</li> <li>• Biaya MEA paling murah dibandingkan amina yang lain</li> <li>• Amina primer sehingga memiliki reaktifitas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Lebih tahan korosi dibandingkan MEA</li> <li>• Kehilangan solvent lebih sedikit dibandingkan MEA yaitu 0,25 lb amina/MM SCF gas</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Lebih ramah lingkungan</li> <li>• Tidak korosif</li> <li>• Menghilangkan CO<sub>2</sub> lebih baik dibandingkan amina lain</li> <li>• Selektifitas lebih baik</li> <li>• Selektifitas terhadap H<sub>2</sub>S tinggi</li> <li>• Tekanan uapnya</li> </ul>

	tinggi		<p>rendah sehingga sedikit massa yang hilang saat regenerasi</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Energi regenerasi rendah</li> <li>• Sudah umum digunakan untuk pemurnian CO<sub>2</sub> di pabrik</li> </ul>
<b>Kekurangan</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Korosif</li> <li>• Tidak selektif dalam menghilangkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> secara bersamaan</li> <li>• Tekanan uap tinggi sehingga banyak massa yang hilang saat</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Reaktifitas lebih rendah dibandingkan MEA</li> <li>• Korosif</li> <li>• Dapat bereaksi dengan CO<sub>2</sub> secara <i>irreversible</i> sehingga pelarut tidak optimal untuk</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Biaya MDEA paling tinggi</li> <li>• Reaktifitas rendah dibandingkan MEA</li> <li>• Akibat keselektifannya yang tinggi terhadap H<sub>2</sub>S, maka akan terjadi CO<sub>2</sub></li> </ul>

	<p>regenerasi</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>Membentuk <i>foaming</i> dengan kehadiran material lain seperti hidrokarbon yang terkondensasi, degradasi produk seperti karbonm besi sulfide, dll</li> </ul>	<p>absorbsi dengan kandungan CO<sub>2</sub> yang tinggi</p>	<p><i>slippage</i> sehingga absorbsi CO<sub>2</sub> perlu dilakukan <i>recycle</i></p>
--	--	---	--

**Tabel III.4** Perbandingan Karakteristik Berbagai Jenis Pelarut Amina

MEA	DEA	MDEA
<ul style="list-style-type: none"> <li>Memiliki sifat yang reaktif dengan CO<sub>2</sub> karena paling basa namun korosif</li> <li>Memiliki tekanan uap paling tinggi, sulit diregenerasi</li> <li>Konsentrasi 15%</li> <li>Acid gas removal kapasitas 49,8 mol/hr</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Senyawa yang moderat dan tidak terlalu korosif</li> <li>Memiliki tekanan uap yang cukup rendah</li> <li>Konsentrasi 30%</li> <li>Acid gas removal kapasitas 56,6 mol/hr</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Tidak korosif</li> <li>Mudah diregenerasi</li> <li>Konsentrasi 40-60%</li> <li>Acid gas removal kapasitas 87,5 mol/hr</li> </ul>

Absorbsi dengan menggunakan pelarut MDEA membutuhkan energi yang rendah jika dibandingkan dengan pelarut MEA dan DEA. Tekanan uapnya yang rendah menyebabkan saat diregenerasi kehilangan massa dapat diminimalisasi. MDEA yang sifatnya tidak korosif dapat memperpanjang waktu penggunaan alat, tidak hanya itu pemilihan pelarut MDEA sebagai pelarut dikarenakan karena adanya kadar CO<sub>2</sub> yang banyak di dalam aliran *syngas* sehingga dibutuhkan pelarut dengan kapasitas penyerapan yang tinggi.

### **III.2.3 Methanation**

Metanasi bertujuan untuk mendapatkan *substitute natural gas* (SNG) yang berupa CH<sub>4</sub> dengan kemurnian lebih dari 90%. Berdasarkan penjelasan jenis-jenis proses metanasi yang telah dijelaskan sebelumnya, maka dapat dilihat perbandingan masing-masing tipe metanasi pada tabel berikut

**Tabel III.5** Perbandingan *Fix Bed Methanation* dengan *Fluid Bed Methanation*

<b>Fixed Bed Methanation</b>	<b>Fluid Bed Methanation</b>
<ul style="list-style-type: none"> <li>• Kondisi operasi di atas 100°C</li> <li>• Hemat energi dan biaya investasi alat murah</li> <li>• Aktifitas tinggi dan stabil pada suhu luas 250-700°C</li> <li>• Recovery panas tinggi sehingga panas yang dilepaskan dari reaksi digunakan sebagai <i>superheated steam</i> tekanan tinggi</li> <li>• Produksi gas alam tinggi</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Katalis heterogen dengan reaksi eksotermal tinggi</li> <li>• Perpindahan panas dan massa lebih baik</li> <li>• Adanya erosi dalam reaktor</li> <li>• Menggunakan vessel yang lebih besar</li> <li>• Membutuhkan kecepatan fluida yang tinggi di reaktor</li> <li>• Biaya maintenance dan investasi yang dibutuhkan lebih tinggi</li> </ul>

Dengan mempertimbangkan faktor ekonomis dan efisiensi, maka jenis reaktor yang dipilih adalah *fixed bed*

*methanation* karena produksi gas alam yang lebih tinggi dan biaya yang dibutuhkan lebih rendah.

### **III.3 Uraian Proses**

#### **III.3.1 Coal Preparation**

Bahan baku batubara yang digunakan untuk pada pabrik kami adalah batubara dari PT. Bukit Asam. Pembuatan SNG berawal dari batubara berklori rendah dari *open yard coal* diangkut dengan *scraper* lalu ditaruh di *conveyor belt* J-112 untuk dibawa ke *hammer crusher* C-113 untuk melakukan proses *size reduction* pada batubara menjadi ukuran 6-50 mm, setelah proses tersebut selesai batubara lalu dimasukkan ke dalam *screen* H-114 untuk memisahkan ukuran batubara yang sesuai spesifikasi dengan batubara yang ukurannya melebihi spesifikasi. Batubara yang tidak sesuai spesifikasi akan di *recycle* oleh *bucket elevator* J-115 dan *conveyor belt* J-116 ke *hammer crusher* C-113. Untuk batubara yang sudah sesuai dengan spesifikasi akan dibawa dengan *conveyor belt* J-117A menuju *bin pulverized coal* F-118 untuk ditampung sebelum dibawa ke *gasifier* R-210 menggunakan J-117B

#### **III.3.2 Gasification**

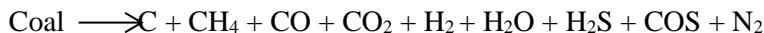
Pada tahap gasifikasi, batubara dari *bin pulverized coal* dimasukkan ke *gasifier* R-210 yang di lengkapi dengan *lock hopper* yang berfungsi untuk menaikkan tekanan batubara dari tekanan atmosfer (1 bar) menjadi 30 bar, hal ini bertujuan agar tekanan batubara sesuai dengan tekanan *gasifier*. Setelah batubara masuk ke *gasifier*, O<sub>2</sub> dan steam dialirkan ke *gasifier* melalui bagian bawah dari alat tersebut yang akan berkontak dengan batubara seiring kedua komponen tersebut bergerak ke atas. Oksigen yang digunakan pada proses gasifikasi mempunyai suhu setinggi 400°C dan tekanan sebesar 30 bar. Oksidator yang digunakan sama dengan setengah jumlah massa umpan masuk batubara. *Gasifier* R-210 yang digunakan merupakan jenis

*moving bed* dengan proses lurgi yang bekerja pada suhu 400°C dan tekanan 30 bar.

Pada *gasifier* R-210 terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi menjadi tiga zona yaitu zona devolatilisasi, pembakaran, dan gasifikasi. Batubara akan mengalami dekomposisi secara kimia dengan bantuan panas yang berasal dari *steam* yang dialirkan di jaket pada *gasifier* dan kondisi lingkungan yang beroksigen pada zona devolatilisasi, devolatilisasi akan menghasilkan karbon, *ash*, dan gas-gas ringan.

Berikut adalah reaksi-reaksi yang terjadi di *gasifier*:

1. Zona Devolatilisasi



2. Zona Pembakaran



3. Zona Gasifikasi



(Higman & van der Burgt, 2008)

Sebagian besar O<sub>2</sub> yang dialirkan ke *gasifier* akan digunakan pada zona pembakaran, pamas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan sebagai pemanas untuk reaksi di zona gasifikasi. Hasil dari reaksi 2 dan 3 dapat diatur dengan mengatur *rate* dari O<sub>2</sub>, jika berlebih maka akan makin banyak CO<sub>2</sub> yang dihasilkan. Selain O<sub>2</sub>, *steam* juga dialirkan ke *gasifier* untuk menjadi reaktan pada reaksi *water gas* dan *shift conversion*.

Reaksi *water gas* yang berlangsung pada reaktor ini merupakan reaksi utama pada gasifikasi batubara karena pada reaksi ini menghasilkan *syngas* berupa H<sub>2</sub> dan C. Pada zona

gasifikasi juga dihasilkan reaksi samping metanasi yang menghasilkan produk samping berupa metana dalam jumlah yang sedikit.

Kabron yang tidak bereaksi pada zona gasifikasi dan semua *ash* turun sebagai *slag* di bagian bawah dibawa menuju *open yard slag* F-222. Sedangkan syngas yang keluar dari *gasifier* R-210 akan dialirkan ke *heat exchanger* E-221 untuk diturunkan suhunya dari 600°C menjadi 200°C dengan media pendingin yaitu *cooling water*

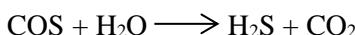
### III.3.3 Gas Treating

Pada reaktor R-220 terjadi reaksi:



Reaksi ini bertujuan untuk mendapatkan *syngas*  $\text{H}_2$ . Reaktor ini beroperasi pada suhu 200°C, *syngas* pada saat ini masih mengandung berbagai senyawa *impurities*, seperti  $\text{H}_2\text{S}$ , COS, dan  $\text{CO}_2$ . Adanya senyawa-senyawa tersebut dapat menyebabkan korosi pada peralatan dan merusak katalis sehingga perlu dimurnikan terlebih dahulu.

Untuk itu, senyawa COS yang terdapat dalam *syngas* dikonversi menjadi  $\text{H}_2\text{S}$  dengan cara direaksikan dengan  $\text{H}_2\text{O}$  dalam reaktor R-220 dengan suhu operasi 200°C, dengan reaksi sebagai berikut



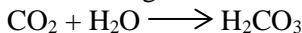
Pengkonversian ini bertujuan karena absorben yang digunakan untuk mengabsorb lebih selektif terhadap  $\text{H}_2\text{S}$  daripada COS.

Setelah sulfur terkonversi menjadi  $\text{H}_2\text{S}$ , *syngas* lalu dialirkan ke *heat exchanger* E-311 untuk diturunkan suhunya agar menaikkan persen *recovery* dari absorber karena absorber bekerja pada suhu yang rendah dan tekanan tinggi. Selanjutnya *syngas* dialirkan ke kolom absorber D-310 untuk dikontakkan dengan pelarut MDEA untuk memisahkan gas  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$ , dengan reaksi sebagai berikut:

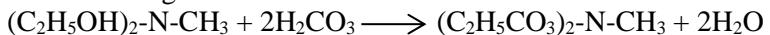
- a. Reaksi dengan menjadi senyawa sulfida



b. Hidrasi  $CO_2$  menghasilkan asam karbonat (berjalan lambat)



c. Reaksi MDEA dengan asam karbonat



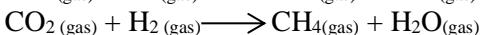
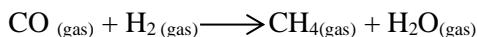
*Rich amine* kemudian keluar menuju *desorber* D-320

untuk meregenerasi pelarut MDEA. Sedangkan *syngas* bersih yang keluar dari *absorber* D-310 dialirkan menuju *methanizer*. Pada proses ini digunakan *activated* MDEA dengan piperazine (PZ) tergolong dalam *secondary* amina yang reaktif, sehingga dapat mempercepat laju reaksi MDEA.

Untuk melakukan regenerasi pelarut, larutan MDEA kaya  $CO_2$  (*rich amine*) keluar dari kolom *absorber* dialirkan ke dalam *desrober* D-320 yang beroperasi pada tekanan 2 bar dan suhu 99°C dengan *partial condenser* E-323 dan *partial reboiler* E-324. Amina bersih yang keluar dari bawah *reboiler* E-324 dipompa dengan pompa L-316 menuju ke *absorber* D-310 untuk digunakan kembali. Sedangkan aliran *acid gas* ( $CO_2$  dan  $H_2S$ ) dari atas *condenser* E-323 akan dibuang.

### III.3.4 Methanation

Pada proses metanasi, campuran gas yang berupa CO dan  $H_2$  akan masuk pada reaktor *fixed bed methanation* dengan menggunakan katalis berupa nikel (Ni) dari vendor Haldor-Topsoe, reaksi yang berlangsung pada reaktor adalah sebagai berikut:



Reaksi metanasi berlangsung pada tiga reaktor yang dipasang secara seri, *syngas* yang telah melalui tahap *gas treating* masuk ke dalam reaktor pertama R-410 dengan dinaikkan suhunya sebesar 300°C melalui *heat exchanger* E-411. Reaksi yang terjadi pada reaksi metanasi ini merupakan reaksi eksotermis, sehingga produk yang keluar dari reaktor pertama perlu didinginkan melalui *heat exchanger* E-412. Produk dari

reaktor pertama sebagian masuk ke reaktor kedua R-420 dengan suhu masuk sebesar 300°C, sebagian produk lain akan dialirkan ke kompresor G-413 untuk di *recycle*. Sama halnya dengan reaktor pertama dan kedua produk masuk ke reaktor ketiga R-430 dengan suhu 300°C. Produk yang keluar dari reaktor ketiga masih terdapat kandungan H<sub>2</sub>O ygng besar sehingga perlu dilakukan pemisahan. Pemisahan H<sub>2</sub>O dari produk dilakukan dengan bantuan dari separator H-432. Produk sebelum masuk ke dalam separator H-432 didinginkan terlebih dahulu menjadi 40°C menggunakan *heat exchanger* E-431

## **BAB IV**

### **NERACA MASSA DAN ENERGI**

#### **IV.1 Neraca Massa**

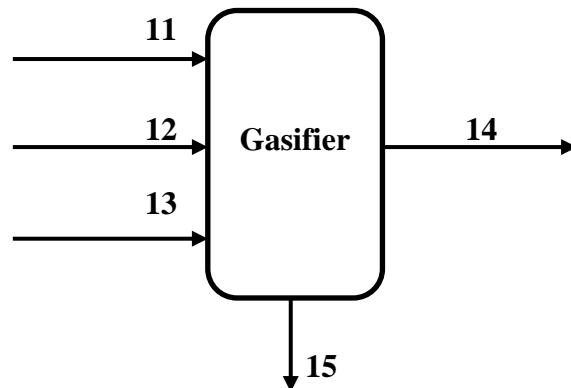
Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan unit utilitas dan kebutuhan lainnya. Perhitungan neraca massa dalam Pra Desain Pabrik Substitute Natural Gas (SNG) dari Low Rank Coal ini menggunakan software *HYSYS* version 10. Dalam perhitungan neraca massa ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. Rumus yang digunakan :

$$\text{Aliran Massa Input} - \text{Aliran Output} = \text{Akumulasi dalam Sistem}$$

Karena asumsi aliran steady state maka akumulasi dalam sistem sama dengan nol. Neraca Massa proses pembuatan SNG dapat dihitung sebagai berikut :

- Kapasitas batubara masuk                          = 792.000 ton/tahun  
    = 100 ton/jam  
    = 100.000 kg/jam
- Basis    = 1 jam operasi  
    = 1 tahun = 330 hari

## 1. Gasifier (R-110)

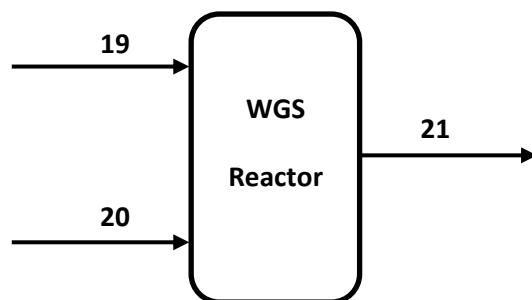


**Tabel IV.I.1** Neraca Masa Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
11		14	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Coal	100000,0	CH <sub>4</sub>	16955,8
H <sub>2</sub> O	0	O <sub>2</sub>	0
<b>Total aliran 11</b>	<b>100000,0</b>	H <sub>2</sub>	8162,1
12		CO	79528,4
Komponen	Massa (kg)	CO <sub>2</sub>	79250,9
H <sub>2</sub> O	85000	H <sub>2</sub> O	16968,1
<b>Total aliran 12</b>	<b>85000</b>	H <sub>2</sub> S	765,2
13		COS	899,3
Komponen	Massa (kg)	N <sub>2</sub>	956,9
O <sub>2</sub>	18916,8	<b>Total aliran 14</b>	<b>203486,7</b>

<b>Total aliran 13</b>	<b>18916,8</b>	<b>15</b>	
		<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
		C	512,6
		<b>Total aliran 15</b>	512,6
<b>Total aliran masuk</b>	<b>203999,3</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>203999,3</b>

## 2. Water Gas Shift (R-210)

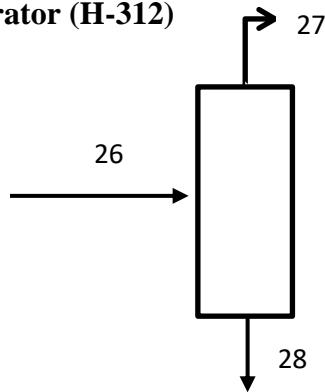


**Tabel IV.I.2** Neraca Massa Water Gas Shift

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
<b>18</b>		<b>21</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
CH4	16955,8	CH4	16955,8
CO	79528,4	CO	48228,1
CO2	79250,9	CO2	129077,9
H2	8162,1	H2	10414,9
H2S	765,2	H2S	1267,7
COS	899,3	COS	13,3

N2	956,9	N2	956,9
H2O	16968,1	H2O	701,1
O2	0	O2	0
Steam	4129,3	Steam	0
C	0	C	0
<b>Total aliran 18</b>	<b>203486,7</b>		
<b>20</b>			
H2O	4129,3		
<b>Total aliran 20</b>	<b>4129,3</b>		
<b>Total aliran masuk</b>	<b>207616</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>207616</b>

### 3. Separator (H-312)



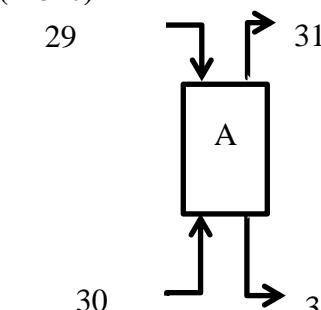
Tabel IV.I.3 Neraca Massa Separator

Aliran Masuk	Aliran Keluar
<b>26</b>	<b>27</b>

Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16955,8	CH4	16955,8
CO	48228,1	CO	48228,1
CO2	129077,9	CO2	129077,9
H2	10414,9	H2	10414,9
H2S	1267,7	H2S	1267,7
COS	13,3	COS	13,3
N2	956,9	N2	956,9
H2O	701,1	H2O	622,5
O2	0	O2	0
C	0	C	0
		<b>Total aliran 27</b>	<b>207537,1</b>
		28	
		CH4	0
		CO	0,001
		CO2	0,72
		H2	0
		H2S	0,02
		COS	0
		N2	0
		H2O	78,5

	O2	0
	C	0
	Total aliran 28	78,9
<b>Total aliran masuk</b>	<b>207616</b>	<b>Total aliran keluar</b> <b>207616</b>

#### 4. Absorber (D-310)

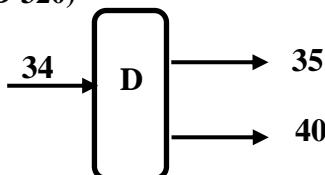


Tabel IV.I.4 Neraca Massa Absorber

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
30		31	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16955,8	CH4	16876,7
CO	48228,1	CO	48124,3
CO2	129077,9	CO2	219,7
H2	10414,9	H2	10387,1
H2O	622,560	H2O	430,3

H2S	1267,7	H2S	0,1
N2	956,9	N2	955,3
COS	13,3	COS	12,6
O2	0	O2	0
<b>Total aliran 30</b>	<b>207616</b>	<b>Total aliran 31</b>	<b>77005,9</b>
<b>29</b>			<b>33</b>
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
MDEA	571481,9	MDEA	571481,9
Piperazine	63500,1	Piperazine	63500,1
CO2	102,7	COS	0,7
H2O	634882,8	H2S	1272,9
H2S	8,2	CO2	128960,2
<b>Total aliran 29</b>	<b>1269975, 4</b>	H2O	635075,1
		CO	103,8
		H2	27,9
		CH4	79,2
		O2	0
		N2	1,5
		<b>Total aliran 32</b>	<b>1400505,9</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>1477511, 8</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>1477511,8</b>

### 5. Desorber (D-320)



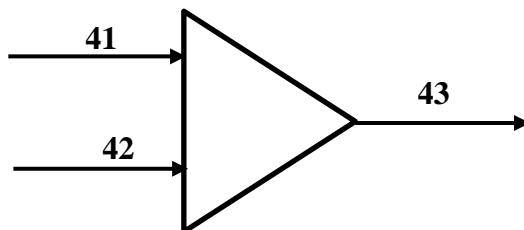
**Tabel IV.I.5** Neraca Massa Desorber Input

Compon ent	Aliran Masuk ( 34 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	12	0	0
CH4	0	4,9	16	79,2	0
CO	0	3,7	28	103,8	0
CO2	0,1	2930,3	44	128960,2	0,1
H2	0	13,8	2	27,9	0
H2S	0	37,4	34	1275,8	0
COS	0	0,01	60	0,7	0
N2	0	0,06	28	1,5	0
H2O	0,8	35252,4	18	635075,1	0,5
O2	0	0	32	0	0
MDEA	0,1	4795,9	11 9	571481,8	0,4
Piperazi ne	0	737,2	86	63499,9	0
<b>TOTAL</b>	<b>1,0000</b>	<b>43775,7</b>		<b>1400505,8</b>	<b>1,0000</b>

**Tabel IV.I.6** Neraca Massa Desorber Output

Compon ent	Aliran Keluar ( 35 )			Aliran Keluar ( 40 )	
	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
CH4	16	79,2	0	0	0
CO	28	103,8	0	0	0
CO2	44	128857,5	0,2	102,7	0
H2	2	27,9	0	0	0
H2S	34	1267,5	0	8,3	0
COS	60	0,7	0	0	0
N2	28	1,5	0	0	0
H2O	18	594571,4	0,8	40503,7	0
O2	32	0	0	0	0
MDEA	119	0	0	571481,8	0,9
Piperazi ne	86	0	0	63499,9	0,1
<b>TOTAL</b>		724909,4	1,0000	675596,4	1
<b>TOTAL OUTPUT</b>					1400505,8

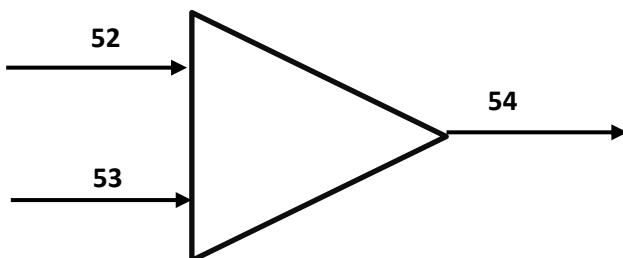
## 6. Mixing Point 2



**Tabel IV.I.7** Neraca Massa Mixing point 2

BM	Komponen	Massa				
		Aliran Masuk				Aliran Keluar
		(41)	(42)	(23)	(19)	(43)
119,2	MDEA	571481,8	0	0	0,2	571481,8
86,14	Piperazine	63500,1	0	0,086	0	63500,1
60,07	COS	0	0	0	0	0
34,08	H2S	8,3	0	0	0	8,3
44,01	CO2	102,7	0	0	0	102,7
18,02	H2O	40503,7	594384,9	0	0	634888,6
28,01	CO	0	0	0	0	0
2,02	H2	0	0	0	0	0
16,04	CH4	0	0	0	0	0
32,00	O2	0	0	0	0	0
28,01	N2	0	0	0	0	0
<b>TOTAL</b>		<b>675596,4</b>	<b>594385,2</b>	<b>0,086</b>	<b>0,2</b>	<b>1269981,6</b>
<b>1269981,6</b>						

## 7. Mixing Point 3

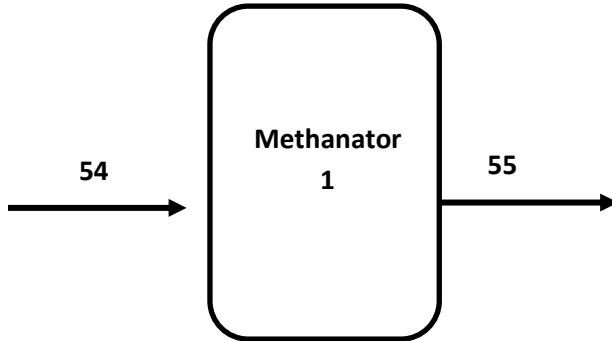


**Tabel IV.I.8** Neraca Massa Mixing Point 3

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
52		54	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16876,7	CH4	58260,9
CO	48124,3	CO	53471,4
CO2	219,7	CO2	417,3
H2	10387,1	H2	11533,9
H2O	430,3	H2O	28389,2
H2S	0,1	H2S	0,2
N2	955,3	N2	1910,7
COS	12,6	COS	25,2
O2	0	O2	0
<b>Total aliran 41</b>	<b>77005,9</b>	<b>Total aliran 43</b>	<b>154008,8</b>
<b>53</b>			

<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>		
CH4	41384,2		
CO	5347,1		
CO2	197,6		
H2	1147,0		
H2O	27958,9		
H2S	0,1		
N2	955,3		
COS	12,6		
O2	0		
<b>Total aliran 42</b>	<b>77005,9</b>		
<b>Total aliran masuk</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>154008,8</b>

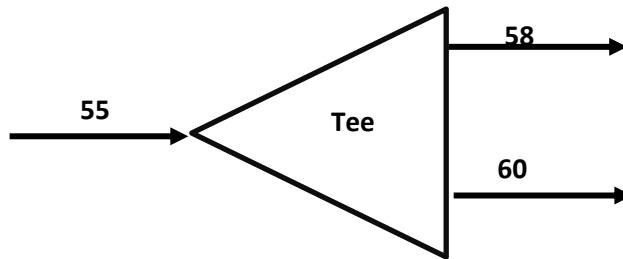
## 8. Methanator 1 (R-410)



**Tabel IV.I.9** Neraca massa Methanator 1

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
54		55	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	58260,9	CH4	82768,6
CO	53471,4	CO	10694,3
CO2	417,3	CO2	396,4
H2	11533,9	H2	2293,8
H2S	0,2	H2S	0,2
COS	25,2	COS	25,2
N2	1910,7	N2	1910,7
H2O	28389,2	H2O	55918,3
O2	0,0	O2	0,0
<b>Total aliran 54</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran 55</b>	<b>154008,8</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>154008,8</b>

### 9. Tee 1

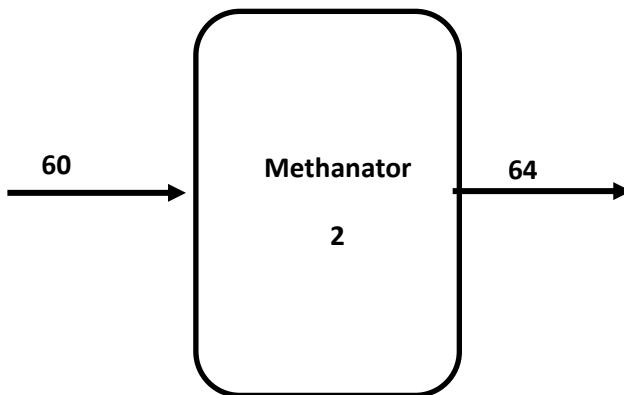


**Tabel IV.I.10** Neraca massa Tee 1

Aliran Masuk		Aliran keluar	
55		58	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	82768,6	CH4	41384,3
CO	10694,3	CO	5347,1
CO2	396,4	CO2	198,2
H2	2293,8	H2	1146,9
H2O	55918,3	H2O	27959,1
H2S	0,2	H2S	0,1
N2	1910,7	N2	955,3
COS	25,2	COS	12,6
O2	0	O2	0
<b>Total aliran 57</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran 58</b>	<b>77004,4</b>
		<b>60</b>	
		Komponen	Massa (kg)
		CH4	41384,3
		CO	5347,1
		CO2	198,2
		H2	1146,9

	H2O	27959,1
	H2S	0,1
	N2	955,3
	COS	12,6
	O2	0
	<b>Total aliran 60</b>	<b>77004,4</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran keluar</b>
		<b>154008,8</b>

#### 10.Methanator 2 (R-420)



**Tabel IV.I.11** Neraca Massa Methanator Inlet

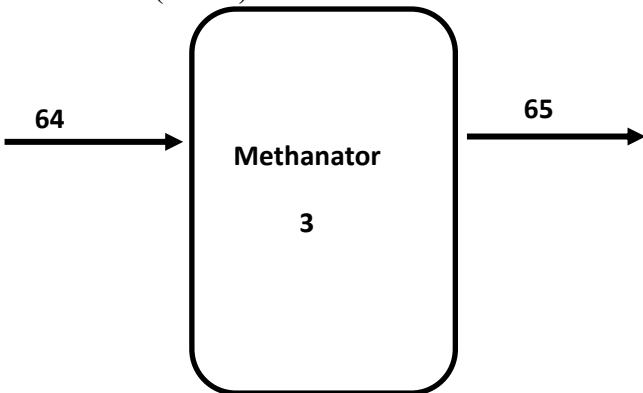
Component	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0,000 0	0,000	0	0,000	0

CH4	0,5	2579,6	16	40290,2	0,6
CO	0,04	190,9	28	2981,5	0
CO2	0,001	4,5	44	70,3	0
H2	0,1	568,9	2	8885,6	0,1
H2S	$6,1 \times 10^{-7}$	0,003	34	0,05	0
COS	$4,1 \times 10^{-5}$	0,2	60	3,3	0
N2	0,007	34,1	28	532,6	0
H2O	0,3	1552	18	24240,1	0,3
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4930,2		77004,4	1

**Tabel IV.I.12** Neraca Massa Methanator Output

Component	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0
CH4	0,6	2732,5	16	43837,91	0,6
CO	0	38,2	28	1069,4286	0
CO2	0	4,3	44	188,2919	0
H2	0	109,9	2	221,5	0
H2S	0	0,003	34	0,10	0
COS	0	0,2	60	12,6	0
N2	0	34,1	28	955,3	0
H2O	0,4	1705,2	18	30718,4	0,4
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4624,3		77004,4	1

### 11.Methanator 3 (R-430)



**Tabel IV.13** Neraca Massa Methanator 3 Inlet

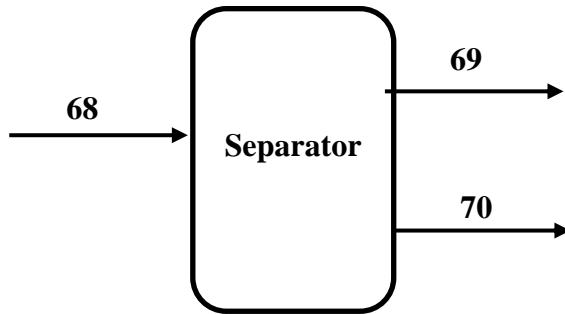
Component	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0,0000	0,000	0	0	0,0000
CH4	0,6	2732,5	16	43837,9	0,6
CO	0,008	38,2	28	1069,4	0,01
CO2	0,001	4,3	44	188,3	0,002
H2	0,02	109,9	2	221,5	0,003
H2S	$6,5 \times 10^{-6}$	0,003	34	0,1	0,0000
COS	$4,3 \times 10^{-5}$	0,2	60	12,6	0,0002
N2	0,007	34,1	28	955,3	0,01
H2O	0,4	1705,2	18	30718,4	0,4
O2	0	0	32	0	0

Total	1	4624,32		77004,4	1
-------	---	---------	--	---------	---

**Tabel IV.I.14 Neraca Massa Methanator 3 Outlet**

Component	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0
CH4	0,6	2763,3	16	44331,3	0,6
CO	0	7,6	28	213,9	0
CO2	0	4,1	44	178,9	0
H2	0	17,4	2	35,0	0
H2S	0	0,0	34	0,1	0
COS	0	0,2	60	12,6	0
N2	0	34,1	28	955,3	0
H2O	0,4	1736,1	18	31276,4	0,4
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4562,81		77004,4	1

## 12. Separator (H-432)



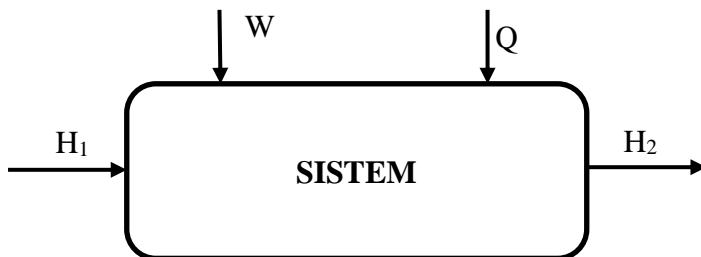
**Tabel IV.I.15** Neraca Massa Separator

<b>Aliran Masuk</b>		<b>Aliran Keluar</b>	
<b>68</b>		<b>69</b>	
<b>Komponen</b>	<b>Massa (Kg)</b>	<b>Komponen</b>	<b>Massa (Kg)</b>
CH4	44331,3	CH4	44212,8
CO	213,9	CO	213,8
CO2	178,9	CO2	177,8
H2	35,0	H2	34,7
H2O	0,1	H2O	140,3
H2S	12,6	H2S	0,1
N2	955,3	N2	954,7
COS	31276,4	COS	12,6
O2	0,0	O2	0
<b>Total aliran 68</b>	<b>77004,4</b>	<b>Total aliran 68</b>	<b>45746,8</b>
		<b>70</b>	
		<b>Komponen</b>	<b>Massa (Kg)</b>
		CH4	0,01
		CO	0,008
		CO2	1
		H2	0,001
		H2O	31135,9
		H2S	0,002
		N2	0,2
		COS	0,01
		O2	0

		<b>Total aliran 70</b>	<b>31137,1</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>77004,4</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>77004,4</b>

## IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi dalam desain pabrik SNG dari Low Rank Coal ini menggunakan *HYSYS*. Dari perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran steady state dengan persamaan sebagai berikut



Aliran energi masuk – Aliran Energi Keluar = Akumulasi Energi Dalam Sistem

Persamaan Neraca Energi :

$$\Delta E = Q + W - n(\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p)$$

dimana,

$\Delta E$  = Akumulasi

$\Delta E_k$  = Perubahan energi kinetik

$\Delta E_p$  = Perubahan energi potensial

$Q$  = Panas yang masuk sistem

$W$  = Kerja yang masuk sistem

$\Delta H$  =  $H_{\text{keluar}} - H_{\text{masuk}}$

Dari persamaan tersebut :

Karena tidak ada perubahan kecepatan maka  $\Delta E_k = 0$

Karena tidak ada perubahan ketinggian maka  $\Delta E_p = 0$

Karena sistem dalam keadaan *steady state* maka  $\Delta E = 0$

Dalam perhitungan neraca energi ini yang digunakan sebagai dasar perhitungan adalah :

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas batubara masuk} &= 792.000 \text{ ton/tahun} \\ &= 100 \text{ ton/jam} \\ &= 100.000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

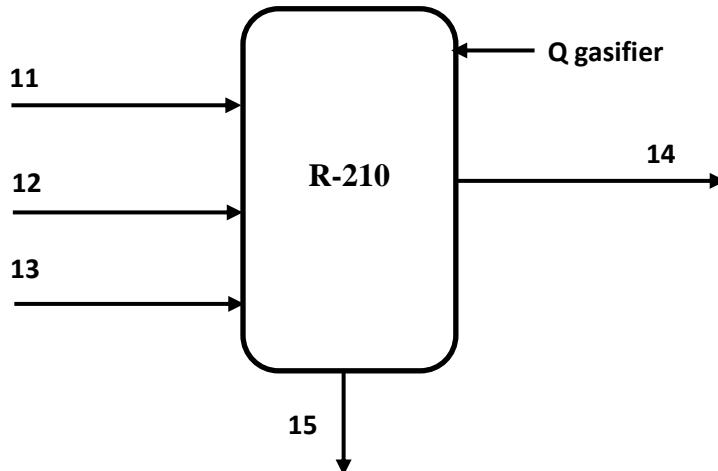
$$\text{Basis} = 1 \text{ jam operasi}$$

$$R = 8,314 \text{ kJ/kmol K}$$

$$\text{Reference : } T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C}$$

$$P_{\text{ref}} = 1 \text{ bar}$$

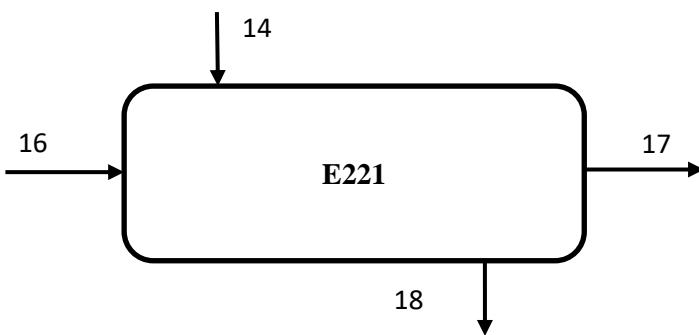
## 1. Gasifier (R-210)



**Tabel IV.2.1** Neraca Energi Gasifier (R-210)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>11</sub>	-213106295,4	H <sub>14</sub>	-1114866716,3
H <sub>12</sub>	6885176,5	H <sub>15</sub>	396622,8
H <sub>13</sub>	-1082651275,1		
Q <sub>gasifier</sub>	174402300,4		
Total	-1114470093,6	Total	-1114470093,5

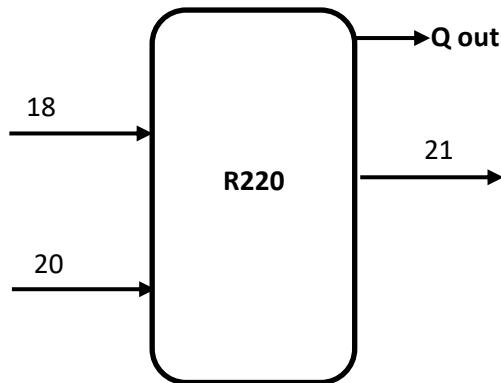
## 2. Syngas Cooler (E-221)



**Tabel IV.2.2** Neraca Energi Cooler (E-221)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>14</sub>	-1114866716,3	H <sub>17</sub>	-23116205814,3
H <sub>16</sub>	-23274220890,3	H <sub>18</sub>	-1272881792,3
Total	-24389087606,6	Total	-24389087606,6

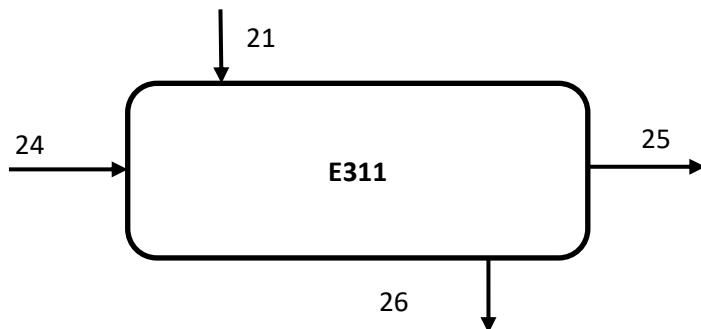
### 3. Reaktor WGS dan COS Hidrolisis (R-220)



Tabel IV.2.3 Neraca Energi Water Gas Shift Reactor (R-220)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>18</sub>	-1272881792,3	H <sub>21</sub>	-1371945211,8
H <sub>20</sub>	-62358166,9	Q <sub>out</sub>	36705252,6
Total	-1335239959,1	Total	-1335239959,1

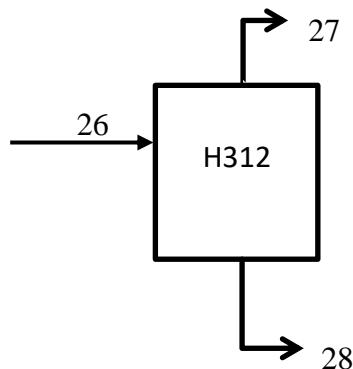
#### 4. Syngas Cooler (E-311)



**Tabel IV.2.4** Neraca Energi Cooler (E-311)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>21</sub>	-1371945211,8	H <sub>26</sub>	-1432212992,7
H <sub>24</sub>	-14803849195,5	H <sub>25</sub>	-14743581414,6
Total	-16175794407,3	Total	-16175794407,3

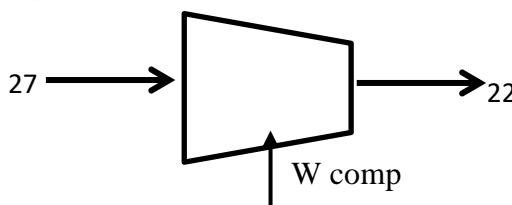
#### 5. Separator (H-312)



**Tabel IV.2.5** Neraca Energi Separator (H-312)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>26</sub>	-1432212992,7	H <sub>27</sub>	-1430964639,5
		H <sub>28</sub>	-1248353,2
Total	-1432212992,7	Total	-1432212992,7

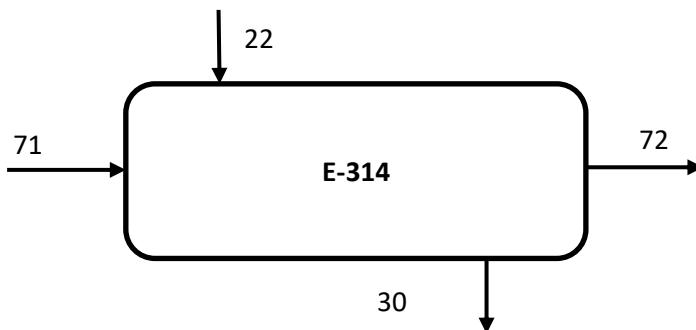
#### 6. Kompresor (G-313)



**Tabel IV.2.6** Neraca Energi Kompresor (G-313)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>27</sub>	-1430964639,5	H <sub>22</sub>	-1418546049,4
W kompresor	12418590,2		
Total	-1418546049,4	Total	-1418546049,4

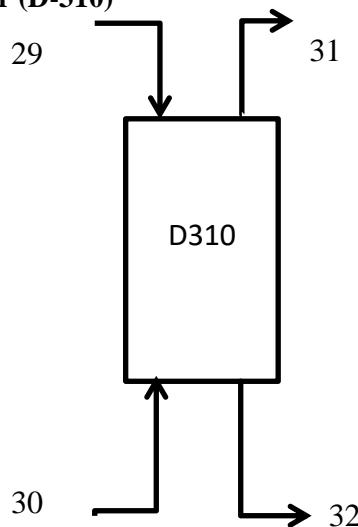
#### 7. Cooler (E-314)



**Tabel IV.2.7** Neraca Energi Cooler (E-314)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H22	-1418546049,4	H <sub>30</sub>	-1432164972,5
H <sub>71</sub>	-3345113284,1	H <sub>72</sub>	-3331494361
Total	-4763659333,5	Total	-4763659333,5

**8. Absorber (D-310)**



**Tabel IV.2.8** Neraca Energi Absorber (D-310)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>30</sub>	-1432164972,5	H <sub>31</sub>	-271372803,6
H <sub>29</sub>	-12255055130,7	H <sub>32</sub>	-13415847299,7
Total	-13687220103,3	Total	-13687220103,3

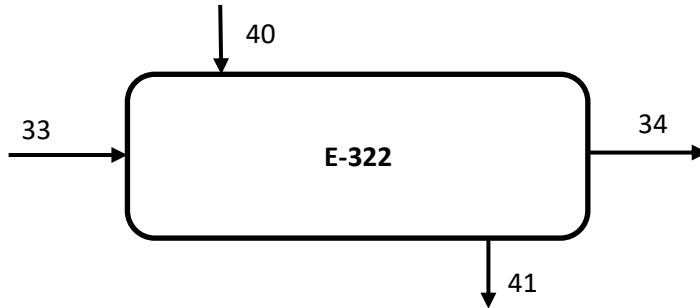
## 9. Valve (K-321)



**Tabel IV.2.9** Neraca Energi Valve (K-321)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{32}$	$-1,34158 \times 10^{10}$	$H_{33}$	$-1,34158 \times 10^{10}$
Total	$-1,34158 \times 10^{10}$	Total	$-1,34158,Ex10^{10}$

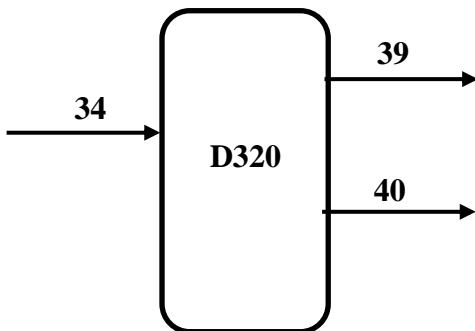
## 10. Heat Exchanger (E-322)



**Tabel IV.2.10** Neraca Energi Heat Exchanger (E-322)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{33}$	$-13415847302,4$	$H_{34}$	$-13290182929,5$
$H_{40}$	$-2603437233,9$	$H_{41}$	$-2729101606,7$
Total	$-16019284536,3$	Total	$-16019284536,2$

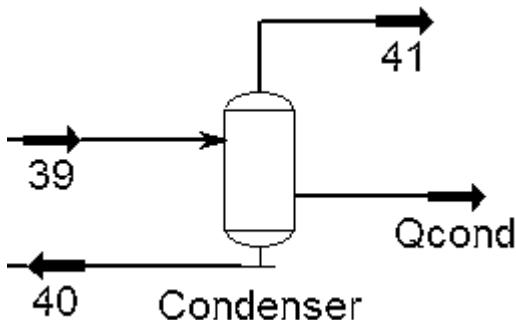
## 11. Desorber (D-320)



**Tabel IV.2.11** Neraca Energi Desorber (D-320)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>34</sub>	-13290182929,5	H <sub>39</sub>	-9024723976,7
Q reboiler	5986066654,4	H <sub>40</sub>	-2603437233,9
		Q condensor	4324044935,3
Total	-7304116275,2	Total	-7304116275,2

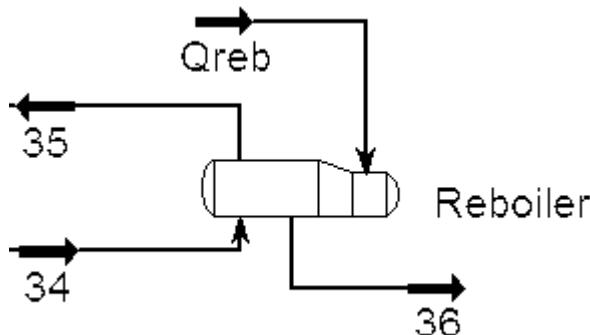
## 12. Condenser (E-323)



**Tabel IV.2.12** Neraca Energi Condenser (E-323)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>35</sub>	-34800559055,7	H <sub>38</sub>	-30099880013,7
		H <sub>39</sub>	-9024723977,7
		Q <sub>cond</sub>	4324044935,3
Total	-34800559055,7	Total	-34800559055,7

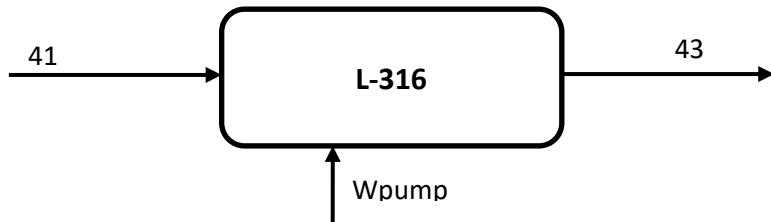
### 13. Reboiler (E-324)



Tabel IV.2.13 Neraca Energi Reboiler (E-324)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{36}$	-41368658390,4	$H_{37}$	-32779154502,2
$Q_{reb}$	5986066654,3	$H_{40}$	-2603437234,9
Total	-35382591736,1	Total	-35382591736,1

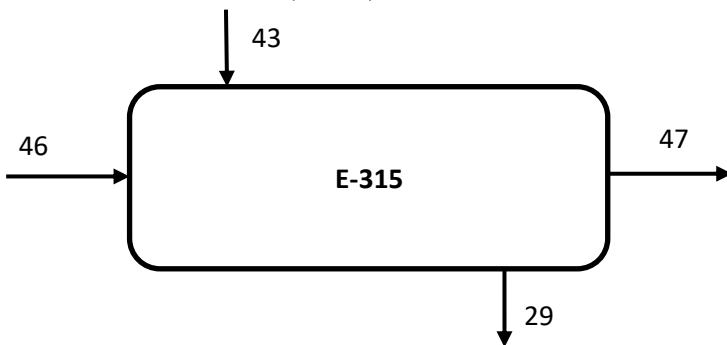
### 14. Pompa MDEA (L-316)



**Tabel IV.2.14** Neraca Energi Pompa MDEA (L-316)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>41</sub>	-11961859442	H <sub>43</sub>	-11955161879,6
W <sub>pump</sub>	6697563,4		
Total	-11955161879,6	Total	-11955161879,6

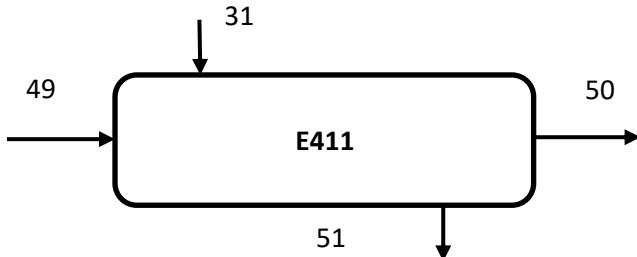
**15. Cooler MDEA (E-315)**



**Tabel IV.2.15** Neraca Energi Cooler (E-315)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>43</sub>	-11955161879,6	H <sub>29</sub>	-12255055131,7
H <sub>46</sub>	-73818749514,7	H <sub>47</sub>	-73518856262,6
Total	-85773911393,3	Total	-85773911393,3

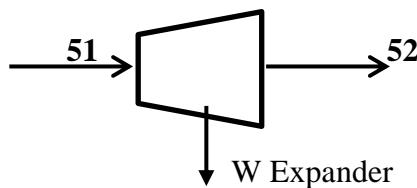
### 16. Heater SNG (E-411)



Tabel IV.2.16 Neraca Energi Heater (E-411)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>49</sub>	-892198796,7	H <sub>50</sub>	-963154501,8
H <sub>31</sub>	-271372803,6	H <sub>51</sub>	-200417098,6
Total	-1163571600,3	Total	-1163571600,3

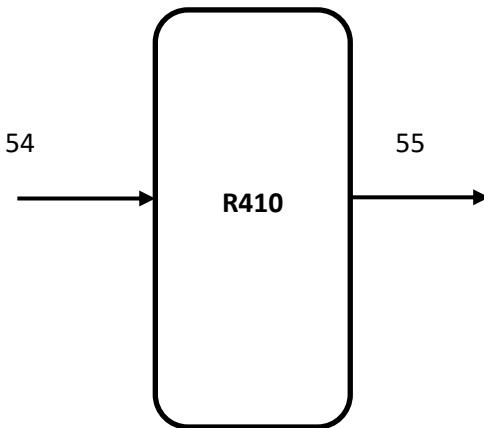
### 17. Expander (G-414)



Tabel IV.2.17 Neraca Energi Expander

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>51</sub>	-200417098,6	H <sub>52</sub>	-208810031,4
		W	8392932,9
Total	-200417098,6	Total	-200417098,6

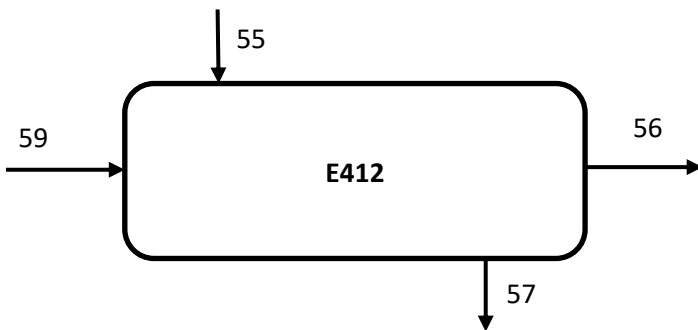
### 18. Methanator 1 (R-410)



Tabel IV.2.18 Neraca Energi Methanator 1 (R-410)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{54}$	-749703418,3	$H_{55}$	-749703418,3
Total	-749703418,3	Total	-749703418,3

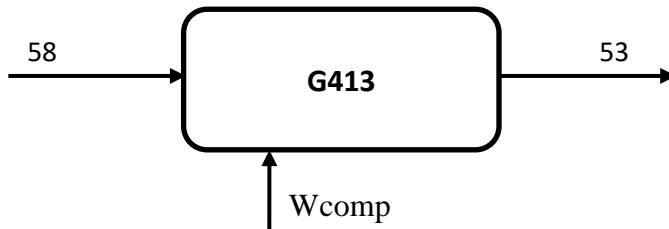
### 19. Cooler SNG (E-412)



**Tabel IV.2.19** Neraca Energi Heat Exchanger methanator 1 (E-412)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>55</sub>	-749703418,3	H <sub>56</sub>	-48625049985,9
H <sub>59</sub>	-48957293590,7	H <sub>57</sub>	-1081947023,1
Total	-49706997009,0	Total	-49706997009,0

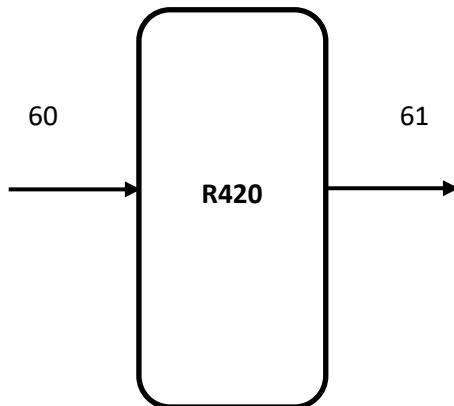
**20. Compressor (G-413)**



**Tabel IV.2.20** Neraca Energi Compressor (G-413)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>58</sub>	-540973511,6	H <sub>53</sub>	-540901918,9
W <sub>comp</sub>	71592,7		
Total	-540901918,9	Total	-540901918,9

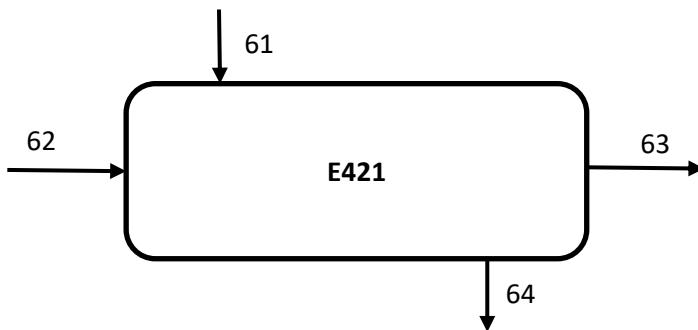
## 21. Methanator 2 (R-420)



Tabel IV.2.21 Neraca Energi Methanator 2 (R-420)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>60</sub>	-540973511,6	H <sub>61</sub>	-540973511,6
Total	-540973511,6	Total	-540973511,6

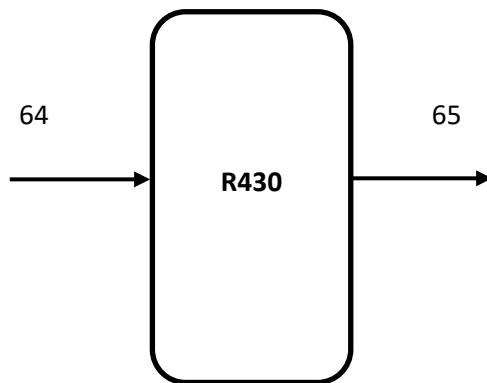
## 22. Cooler SNG (E-421)



**Tabel IV.2.22** Neraca Energi Cooler (E-421)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>61</sub>	-540973511,6	H <sub>64</sub>	-574296030,7
H <sub>62</sub>	-4908405757,1	H <sub>63</sub>	-4875083238,0
Total	-5449379268,7	Total	-5449379268,7

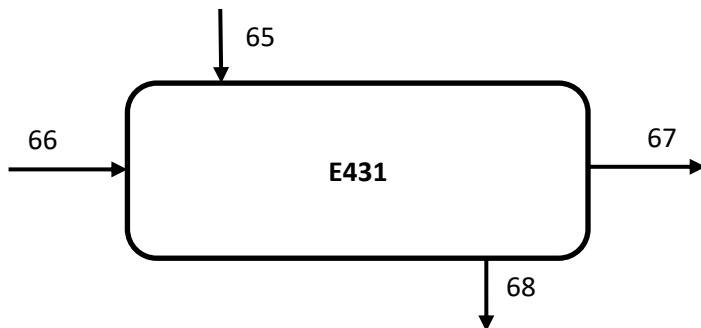
**23. Methanator 3 (R-430)**



**Tabel IV.2.23** Neraca Energi Methanator 3 (R-430)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>64</sub>	-574296030,7	H <sub>65</sub>	-574296030,7
Total	-574296030,7	Total	-574296030,7

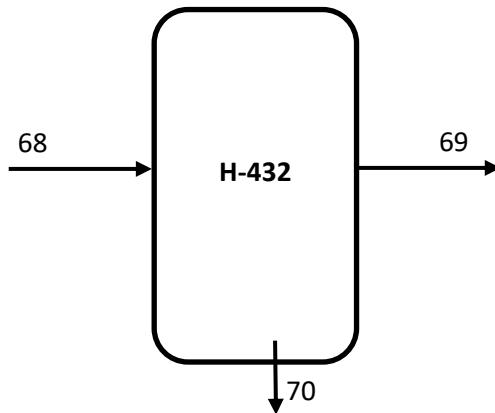
## 24. Cooler SNG (E-431)



Tabel IV.2.24 Neraca Energi Cooler methanator 3 (E-431)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>65</sub>	-574296030,7	H <sub>68</sub>	-703749020,9
H <sub>66</sub>	-31817486888,3	H <sub>67</sub>	-31688033898,0
Total	-32391782919,0	Total	-32391782919,0

## 25. SNG Flash Drum (H-432)



**Tabel IV.2.25** Neraca Energi SNG Flash Drum (H-432)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>68</sub>	-703749020,9	H <sub>69</sub>	-211155178,6
		H <sub>70</sub>	-492593842,4
Total	-703749020,9	Total	-703749020,9

## **BAB V**

### **DAFTAR DAN HARGA PERALATAN**

#### **V.1 Spesifikasi Peralatan**

Spesifikasi peralatan yang digunakan dalam pabrik *Substitute Natural Gas* (SNG) berbahan baku batubara kualitas rendah (*low rank coal*) adalah sebagai berikut:

**Tabel V.I.1 Feed Stock Open Yard**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	F-111
Fungsi	Menyimpan batubara yang akan digunakan sebagai bahan baku proses
Tipe	<i>Pile open yard</i>
Waktu	20 hari
Volume	18779,3 m <sup>3</sup>
Diameter	56,4 m
Tinggi	5,64 m
Jumlah (unit)	1

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

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	J-112
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>open yard</i> ke <i>hammer mill</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	100 ton/jam
Kapasitas maksimal	330 ton/jam
Tipe	<i>Trough belt on 20° idlers</i>

Lebar <i>belt</i>	42 in
Kecepatan <i>belt</i> normal	400 ft/min
Kecepatan <i>belt</i> maksimal	600 ft/min
Panjang Belt	1575 in
<i>Power</i> motor	2,28 hp/100-ft
Kemiringan	20°
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.3 *Belt Conveyor* (J-116)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-116
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>bucket elevator</i> ke <i>hammer mill</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Kapasitas	10 ton/jam
Kapasitas maksimal	32 ton/jam
Tipe	<i>Trough belt on 20° idlers</i>
Panjang belt	787,4 in
Lebar <i>belt</i>	14 in
Kecepatan <i>belt</i> normal	200 ft/min
Kecepatan <i>belt</i> maksimal	300 ft/min
<i>Power</i> motor	0,44 hp/100-ft
Kemiringan	20°

Jumlah (unit)	1
---------------	---

**Tabel V.I.4 Hammer Mill (C-113)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	C-114
Fungsi	Memperkecil ukuran batubara dari <i>belt conveyor</i> (J-112)
Tipe	<i>Reversible Hammer Mills No.708</i>
Kapasitas	100 ton/jam
Kapasitas max.	140-180 ton/jam
Ukuran	42 x 48 in
Kecepatan <i>mills</i>	900 rpm
<i>Power</i>	300-550 hp
Ukuran feed max.	8 in
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.5 Screen (H-114)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-114
Fungsi	Memisahkan batubara yang <i>on size</i> dengan batubara yang <i>over size</i>
Tipe	<i>High-speed vibrating screen tyler</i> ukuran 3 <i>mesh</i>
Kapasitas	100 ton/jam
Diameter kawat (nominal)	1,82 mm
Bukaan	6,35 mm

Desain Sieve	6,35 mm
Luas	701,53 m <sup>2</sup>
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.6 Bucket Elevator (J-115)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-115
Fungsi	Mengangkut serbuk batubara yang <i>over spec</i> dari <i>screen</i> ke <i>hammer mill</i>
Tipe	<i>Continous bucket elevator</i>
Kapasitas	10 ton/jam
Kapasitas max	14 ton/jam
Ukuran bucket	6 x 4 x 4 1/4 in
<i>Bucket spacing</i>	12 in
Kecepatan <i>bucket</i>	225 ft/min
Tinggi <i>elevator</i>	25 ft
Lebar belt	7 in
<i>Power</i>	1 hp
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.7 Belt Conveyor (J-117A)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-117A
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>screen</i> ke <i>bin pulverized coal</i>
Kapasitas	100 ton/jam

Kapasitas maksimal	330 ton/jam
Tipe	<i>Trough belt on 20° idlers</i>
Panjang belt	1574,8 in
Lebar belt	42 in
Kecepatan belt normal	400 ft/min
Kecepatan belt maksimal	600 ft/min
Power motor	2,28 hp/100-ft
Kemiringan	20°
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.8 Belt Conveyor (J-117B)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	J-117B
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>bin pulverized coal</i> ke <i>gasifier</i>
Kapasitas	100 ton/jam
Kapasitas maksimal	330 ton/jam
Tipe	<i>Trough belt on 20° idlers</i>
Panjang belt	1574,8 in
Lebar belt	42 in
Kecepatan belt normal	400 ft/min
Kecepatan belt maksimal	600 ft/min
Power motor	2,28 hp/100-ft

Kemiringan	20°
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.9 Bin Pulverized Coal (F-118)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-118
Fungsi	Menampung <i>pulverized coal</i> sebelum masuk ke <i>gasifier</i>
Bahan	SA 283 Grade B
Volume batubara	1244,03 ft <sup>3</sup>
Volume bin	1555,04 ft <sup>3</sup>
Bentuk tutup bawah	<i>Conical</i>
Diameter dalam	131,6 in
Tinggi silinder	5 m
Tebal silinder	3/16 in
Tinggi <i>conical</i>	2,61 m
Tebal <i>conical</i>	3/16 in
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.10 Gasifier (R-110)**

Spesifikasi	Keterangan
No.kode	R-110
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari batubara menjadi <i>syngas</i> yang mengandung CO dan H <sub>2</sub>
Tipe	<i>Fixed Bed Gasifier</i>

Temperatur operasi	600 °C
Tekanan	30 bar
Volume	77,46 m <sup>3</sup>
Diameter ID OD	166,75 in 168 in
Tinggi total	8,65 m
Tebal silinder	5/8 in
Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tinggi tutup atas	0,97871 m
Tebal tutup atas	5/8 in
Bentuk tutup bawah	<i>Conical</i> dengan sudut puncak 120°
Tinggi tutup bawah	1,62 m
Tebal tutup bawah	1 $\frac{1}{8}$ in
Bahan konstruksi	<i>Hastelloy C-22</i>
Bahan isolasi	Silika dan SA-167 Grade 3
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.11 Lock Hopper (B-121)**

Spesifikasi		Keterangan
No. Kode		B-121
Fungsi	=	Menaikkan tekanan aliran feed batubara untuk proses gasifikasi

Kapasitas maksimum	=	2764	ft <sup>3</sup> /jam
Bahan material	=	<i>Steel Plate SA 240 Grade C</i>	
Bentuk tutup bawah	=	<i>Conical</i>	
<i>Conical angle</i>	=	45°	
Diameter dalam	=	3,46	In
Tinggi silinder	=	315,218	In
Tinggi <i>conical</i>	=	48,5569	In
Tebal silinder	=	2,75	In
Tebal <i>conical</i>	=	3	In
Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>	
Jumlah	=	1	

**Tabel V.I.12 Cooler I (E-221)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-221
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>gasifier</i>
Kapasitas	101.743 kg/jam
Jumlah	2 buah boiler disusun parallel
Suhu masuk	Water : 25 °C <i>Syngas</i> : 600 °C
Suhu keluar	Water : 50 °C <i>Syngas</i> : 200 °C
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell side</i> ( <i>Syngas</i> )	ID : 17,25 in <i>Baffle</i> : 16,783 in <i>Passes</i> : 1 ΔP : 0,036 psi

<i>Tube side (Water)</i>	OD : 0,25 in
	Jumlah : 239
	Panjang : 12 ft
	BWG : 16
	<i>Pitch</i> : 0.9375
	<i>Passes</i> : 2
	a'' : 0,916 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,302 in <sup>2</sup>
	ΔP : 12,526 psi
Rd	0,00519 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	2627,95 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.13 Open Yard Slag (F-222)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	F-222
Fungsi	Menyimpan slag sisa gasifikasi batubara
Tipe	<i>Pile open yard</i>
Waktu	30 hari
Volume	226 m <sup>3</sup>
Diameter	12,93 m
Tinggi	5,17 m
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.14 Water Gas Shift Reactor (R-210)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. kode	R-210
Fungsi	Mengkonversi CO dan H <sub>2</sub> O menjadi CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub>
Tipe	<i>Fixed Bed Reactor</i>
Kapasitas	20,42 m <sup>3</sup>
Bahan konstruksi	<i>Plate Steels SA-167 Grade 11</i>
Waktu tinggal	5 detik
Tipe sambungan	<i>Double welded butt joint</i>
Jenis tutup	<i>Standard Dished head</i>
ID silinder	39,5 in
OD silinder	40 in
Tinggi silinder	3,88 m
Tebal silinder	0,25 in
Tebal tutup atas	0,25 in
Tebal tutup bawah	0,25 in
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.15 Cooler II (E-311)**

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
No. Kode	E-311
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>gasifier</i> dan <i>WGS Reactor</i>
Kapasitas	103.808 kg/jam

Jumlah	2 unit boiler disusun parallel
Suhu masuk	Water : 25 °C
	Syngas : 200 °C
Suhu keluar	Water : 40 °C
	Syngas : 40 °C
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell side</i> (Syngas)	ID : 31 in
	Baffle : 24,1 in
	Passes : 1
	ΔP : 1,028 psi
<i>Tube. Water</i>	OD : 0,75 in
	Jumlah : 847
	Panjang : 24 ft
	BWG : 10
	Pitch : 0,9375 in
	Passes : 2
	a'' : 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,182 in <sup>2</sup>
	ΔP : 3,688 psi
Rd	0,01178 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	5841,89 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.16 Separator I (H-312)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-312

Fungsi	Memisahkan liquid dari gas yang akan dilanjutkan ke kompresor
Bentuk	<i>Vertical Drum</i>
Tekanan Operasi	29,98 bar
Temperatur	40 °C
OD	180 in
L/D ratio	1,59
Tinggi silinder	7,03 m
<i>Residence Time</i>	10 menit
Tebal silinder	3 in
Tebal Tutup Atas	3 in
Tebal Tutup Bawah	3 in
Bahan konstruksi	<i>Plate Steels SA-240 Grade B</i>
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.17 Compressor I (G-313)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-313
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>syngas</i> agar sesuai kondisi operasi proses
Tipe	<i>Recyprocating compressor</i>
Tekanan masuk	29,98 bar
Tekanan keluar	41 bar

Power Pompa	2289,26 hp
Jumlah (unit)	2

**Tabel V.I.18 Cooler III (E-314)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-314
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>Separator</i>
Kapasitas	103.768 kg/jam
Jumlah	2 unit disusun parallel
Suhu masuk	<p><i>Water</i> : 25 °C</p> <p><i>Syngas</i> : 75,11 °C</p>
Suhu keluar	<p><i>Water</i> : 40 °C</p> <p><i>Syngas</i> : 40 °C</p>
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell side</i> ( <i>Syngas</i> )	<p>ID : 35 in</p> <p>Baffle : 29 in</p> <p>Passes : 1</p> <p>ΔP : 0,299 psi</p>
<i>Tube</i> ( <i>Water</i> )	<p>OD : 1 in</p> <p>Jumlah : 608</p> <p>Panjang : 16 ft</p> <p>BWG : 16</p> <p>Pitch : 1,25 in</p> <p>Passes : 2</p>

	a'' : 0,262 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,59 in <sup>2</sup>
	ΔP : 0,071 psi
Rd	0,00304 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	2548,74 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.19 Cooler IV (E-315)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-315
Fungsi	Menurunkan suhu MDEA yang akan dilanjutkan ke dalam <i>Absorber</i>
Kapasitas	317.500 kg/jam
Jumlah	4 unit disusun parallel
Suhu masuk	Water : 25 °C
	MDEA : 116,9 °C
Suhu keluar	Water : 40 °C
	MDEA : 49 °C
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Shell side (Syngas)	ID : 31 in
	Baffle : 15,468 in
	Passes : 1
	ΔP : 12,38 psi
Tube. Water	OD : 1,5 in
	Jumlah : 184
	Panjang : 20 ft

	BWG : 10
	<i>Pitch</i> : 1,875 in
	<i>Passes</i> : 2
	a'' : 0,393 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 1,19 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 6,662 psi
Rd	0,00346 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	1444,4 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.20 MDEA Pump (L-316)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	L-316
Fungsi	Memompa <i>clean amine</i> dari <i>Desorber</i> untuk dikembalikan ke <i>Absorber</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Tekanan masuk	1,8 bar
Tekanan keluar	40 bar
Ukuran pipa	22 in sch 40
Power pompa	2083,52 hp
Jumlah (unit)	2

**Tabel V.I.21 Absorber (D-310)**

Spesifikasi	Keterangan
No.kode	D-310
Fungsi	Mengabsorb H <sub>2</sub> S dan CO <sub>2</sub> dengan <i>solvent</i> MDEA 45% wt

Tekanan	40 bar
Suhu	40 °C
Diameter tower	6 ft
Tinggi total	16,5 m
Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	5 in
Bentuk tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	5 in
Tebal silinder	0,28 in
Bahan konstruksi	<i>SA-283 Grade B</i>
Tipe tray	<i>Cascade Double pass flow Sieve tray</i>
<i>Tray Spacing</i>	22 in
<i>Active area</i>	17,14 ft <sup>2</sup>
<i>Hole area</i>	2,5 in
<i>Downcomer area</i>	3,96 ft <sup>2</sup>
- <i>Pinggir</i>	0,7 ft <sup>2</sup>
- <i>Tengah</i>	0,125 in
<i>Hole size</i>	4,8 in
<i>Weir length</i>	1,170 in
<i>Weir height</i>	0,058 ft <sup>2</sup>
<i>Downcomer clearance area</i>	1/3 in
<i>Tray thickness</i>	11
<i>Number of tray</i>	
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.22 Desorber (D-320)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	D-320
Fungsi	Merecovery solvent MDEA untuk digunakan kembali di absorber
Tekanan	2 bar
Suhu Diameter <i>tower</i>	99 °C 13,34 in
Tinggi total	7,67 m
Tebal silinder	4/16 in
Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	3/8 in
Bentuk tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	3/8 in
Bahan konstruksi	SA-283 Grade B
Tipe tray	<i>Cascade Double pass sieve tray</i>
<i>Tray Spacing</i>	18 in
<i>Active area</i>	107,4 ft <sup>2</sup>
<i>Hole area</i>	15,578 ft <sup>2</sup>
<i>Downcomer</i> <i>area</i>	11,88 ft <sup>2</sup>
<i>Hole size</i>	0,125 in
<i>Downcomer</i> <i>clearance</i>	0,97 ft <sup>2</sup>
<i>Tray</i> <i>thickness</i>	5/16 in 11

<i>Number of tray</i>	
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.23 Heat Exchanger (E-322)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-322
Fungsi	Menurunkan suhu <i>Rich Amine</i> dan menaikkan suhu <i>Lean Amine</i>
Kapasitas	135.123 kg/jam
Jumlah	5 buah disusun parallel
Suhu masuk	$RA$ : 83,89 °C $LA$ : 166,5 °C
Suhu keluar	$RA$ : 99 °C $LA$ : 104,09 °C
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell side</i> ( <i>Syngas</i> )	$ID$ : 39 in $Baffle$ : 9,75 in $Passes$ : 1 $\Delta P$ : 5,9 psi
<i>Tube side</i> ( <i>Water</i> )	$OD$ : 0,75 in Jumlah : 1337 Panjang : 20 ft $BWG$ : 10 $Pitch$ : 15/16 in ( <i>Triangular</i> ) $Passes$ : 2

	a'' : 0,196 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,182 in <sup>2</sup>
	ΔP : 0,902 psi
Rd	0,00348 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	5406,1 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.24 Regenerator Condenser (E-323)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-323
Fungsi	Mengkondensasikan H <sub>2</sub> O dari <i>Top Product</i> keluaran <i>Desorber</i>
Kapasitas	166.887 kg/jam
Jumlah	16 buah disusun parallel
Suhu masuk	Water : 25 °C
	Acid Gas : 119,5988 °C
Suhu keluar	Water : 40 °C
	Acid Gas : 117,5109 °C
Jenis	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Shell (Syngas)	ID : 27 in
	Baffle : 24,3 in
	Passes : 1
	ΔP : 0,316 psi
Tube (Water)	OD : 0,75 in
	Jumlah : 559

	Panjang : 12 ft
	BWG : 12
	<i>Pitch</i> : 1 in ( <i>triangular</i> )
	<i>Passes</i> : 2
	$a''t$ : 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
	$a't$ : 0,223 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 8,741 psi
Rd	0,00391 hr ft <sup>2</sup> F/Btu
Luas area	1316,78 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.25 Regenerator Reboiler (E-324)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-324
Fungsi	Mendidihkan kembali sebagian <i>Bottom Product</i> dari <i>Desorber</i>
Kapasitas	289.449 kg/jam
Jumlah	12 buah disusun parallel
Suhu masuk	<i>LA</i> : 119,6 °C
	<i>Steam</i> : 284,7833 °C
Suhu keluar	<i>LA</i> : 122,4 °C
	<i>Steam</i> : 284,7833 °C
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell</i> ( <i>Syngas</i> )	ID : 39 in
	<i>Baffle</i> : 31,2 in
	<i>Passes</i> : 1

	$\Delta P$ : diabaikan
Tube (Water)	OD : 0,75 in
	Jumlah : 1377
	Panjang : 16 ft
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 15/16 in ( <i>triangular</i> )
	<i>Passes</i> : 2
	a''t : 0,1963 ft <sup>2</sup> /ft
	a't : 0,334 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 0,009 psi
Rd	0,00136 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	4199,25 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.I.26 Methanator I (R-410)**

Spesifikasi	Keterangan
No.kode	R-410
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi CO dan H <sub>2</sub> menjadi CH <sub>4</sub> ( <i>metane</i> )
Tipe	<i>Fixed Bed</i>
Temperatur operasi	300 °C
Tekanan	29,9 bar
Volume	102,734 m <sup>3</sup>
Diameter Dalam	174 in
Tinggi total	8,124 m

Tebal silinder	2,75 in
Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	2,75 in
Bentuk tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tinggi tutup atas dan bawah	0,747 m
Tebal tutup bawah	3 in
Bahan konstruksi	SA-240 Grade C
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.27 Heater (E-411)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-411
Fungsi	Menaikkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>Absorber</i>
Kapasitas	38.503 kg/jam
Jumlah	2 buah disusun parallel
Suhu masuk	<p><i>Syngas</i> : 49,4672 °C</p> <p><i>Steam</i> : 337,7 °C</p>
Suhu keluar	<p><i>Syngas</i> : 332 °C</p> <p><i>Steam</i> : 337,7 °C</p>
Jenis	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>
<i>Shell side</i> ( <i>Syngas</i> )	<p>ID : 29 in</p> <p><i>Baffle</i> : 19,83 in</p>

	<i>Passes</i> : 1
	$\Delta P$ : 0,496 psi
<i>Tube side (Water)</i>	OD : 0,75 in
	Jumlah : 721
	Panjang : 20 ft
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 15/16 in
	<i>Passes</i> : 2
	a'' : 0,196 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,334 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 0,385 psi
Rd	0,00447 hr ft <sup>2</sup> °F/Btu
Luas area	2830,65 ft <sup>2</sup>

**Tabel V.L.28 Cooler V (E-412)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-412
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>Methanator I</i>
Kapasitas	51.336 kg/jam
Jenis	<i>1-2 Shell-Tube Heat Exchanger</i>
Suhu masuk	Water : 25 °C
	Syngas : 937,8997 °C
Suhu keluar	Water : 50 °C
	Syngas : 330 °C

<i>Shell</i>	ID : 29 in
	Baffle : 26,77 in
	Passes : 1
	$\Delta P$ : 0,187 psi
<i>Tube</i>	OD : 0,75 in
	Jumlah : 721
	Panjang : 12 ft
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 15/16 in
	Passes : 2
	a'' : 0,196 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 0,330 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 3,994 psi
Rd	0,00588 hr ft <sup>2</sup> °F/btu
Luas area	1698,39 ft <sup>2</sup>
Jumlah (unit)	3

**Tabel V.I.29 Compressor II (G-413)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-413
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>syngas</i> agar sesuai kondisi operasi proses
Tipe	<i>Recyprocating compressor</i>
Tekanan masuk	29 bar
Tekanan keluar	30 bar

Power	839,29 hp
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.30 *Expander* (G-414)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	G-414
Fungsi	Menurunkan tekanan <i>syngas</i> agar sesuai kondisi operasi proses
Tipe	<i>Centrifugal Expander</i>
Tekanan masuk	39,93 bar
Tekanan keluar	30 bar
Power	3062,6 hp
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.31 *Methanator II* (R-420)**

Spesifikasi	Keterangan
No.kode	R-420
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi CO dan H <sub>2</sub> menjadi CH <sub>4</sub> ( <i>metane</i> )
Tipe	<i>Fixed Bed</i>
Temperatur operasi	300 °C
Tekanan	30 bar
Volume	36,49 m <sup>3</sup>
Diameter Dalam	122 in
Tinggi total	5,684m
Tebal silinder	2 1/4 in

Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	2 3/4 in
Bentuk tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tinggi tutup atas dan bawah	0,522 m
Tebal tutup bawah	2 3/4 in
Bahan konstruksi	SA-240 Grade M
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.32 Cooler VI (E-421)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-421
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>Methanator II</i>
Kapasitas	19.251 kg/jam
Jenis	<i>1-2 Shell-Tube Heat Exchanger</i>
Suhu masuk	<p><i>Syngas</i> : 449,4 °C</p> <p><i>Coling Water</i> : 25 °C</p>
Suhu keluar	<p><i>Syngas</i> : 300 °C</p> <p><i>Cooling Water</i> : 50 °C</p>
<i>Shell side (Syngas)</i>	<p>ID : 23,25 in</p> <p><i>Baffle</i> : 21,6 in</p> <p><i>Passes</i> : 1</p>

	$\Delta P$ : 0,437 psi
<i>Tube side (Water)</i>	OD : 1 1/4 in
	Jumlah : 140
	Panjang : 20 ft
	BWG : 18
	<i>Pitch</i> : 1 4/7 in
	<i>Passes</i> : 2
	a" : 0,327 ft <sup>2</sup> /ft
	a' : 1,04 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$ : 5,316 psi
Rd	0,00459 hr ft <sup>2</sup> °F/btu
Luas area	549,36 ft <sup>2</sup>
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.33 Methanator III (R-430)**

Spesifikasi	Keterangan
No.kode	R-430
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi CO dan H <sub>2</sub> menjadi CH <sub>4</sub> ( <i>methane</i> )
Tipe	<i>Fixed Bed</i>
Temperatur operasi	300 °C
Tekanan	29,7 bar
Volume	36,49 m <sup>3</sup>
Diameter Dalam	122 in

Tinggi total	5,685 m
Tebal silinder	2 1/4 in
Bentuk tutup atas	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	2 in
Bentuk tutup bawah	<i>Standard dished head</i>
Tinggi tutup atas dan bawah	0,523 m
Tebal tutup bawah	2 in
Bahan konstruksi	SA-240 Grade M
Jumlah (unit)	1

**Tabel V.I.34 Cooler VII (E-431)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	E-431
Fungsi	Menurunkan suhu <i>syngas</i> yang keluar dari <i>Methanator II</i>
Kapasitas	19.251 kg/jam
Jenis	<i>1-2 Shell-Tube Heat Exchanger</i>
Suhu masuk	<p><i>Syngas</i> : 331,6 °C</p> <p><i>Coling Water</i> : 25 °C</p>
Suhu keluar	<p><i>Syngas</i> : 40 °C</p> <p><i>Cooling Water</i> : 40 °C</p>
	ID : 31 in

<i>Shell side (Syngas)</i>	<i>Baffle</i>	: 22,34 in
	<i>Passes</i>	: 1
	$\Delta P$	: 0,038 psi
<i>Tube side (Water)</i>	OD	: 3/4 in
	Jumlah	: 745
	Panjang	: 20 ft
	BWG	: 16
	<i>Pitch</i>	: 1 in
	<i>Passes</i>	: 2
	a''	: 0,196 ft <sup>2</sup> /ft
	a'	: 0,302 in <sup>2</sup>
	$\Delta P$	: 1,114 psi
Rd	0,00351 hr ft <sup>2</sup> °F/btu	
Luas area	2924,87 ft <sup>2</sup>	
Jumlah (unit)	4	

**Tabel V.I.35 Separator II (H-432)**

Spesifikasi	Keterangan
No. Kode	H-432
Fungsi	Memisahkan liquid dari <i>syngas</i>
Bentuk	<i>Vertical Drum</i>
Tekanan Operasi	29,66 bar
Temperatur	40 °C
OD	108 in

<i>L/D ratio</i>	3
Tinggi silinder	7,882 m
<i>Residence Time</i>	10 menit
Tebal silinder	2 1/4 in
Tebal Tutup Atas	2 1/2 in
Tebal Tutup Bawah	2 1/2 in
Bahan konstruksi	<i>Plate Steels SA-240 Grade B</i>
Jumlah (unit)	1

## V.2 Harga Peralatan

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website [www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free on Board*) dari Gulf Coast USA.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan vendor dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2020 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2021 dan pabrik mulai beroperasi pada tahun 2022.

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)

### V.2 Daftar dan Harga Peralatan

<b>N O</b>	<b>KO DE AL AT</b>	<b>Nama Alat</b>	<b>Ju ml ah</b>	<b>Harga Tahun 2014</b>	<b>Harga Total Tahun 2020</b>
1	F-111	Feed Stock Open Yard	1	\$ 100.000,00	\$ 98.760,63

2	J-112	Belt Conveyor	1	\$ 134.500,00	\$ 132.833,05
3	C-113	Hammer Mill	1	\$ 329.300,00	\$ 325.218,76
4	H-114	Screen	1	\$ 981.000,00	\$ 968.841,80
5	J-115	Bucket Elevator	1	\$ 10.800,00	\$ 10.666,15
6	J-116	Belt Conveyor	1	\$ 21.600,00	\$ 21.332,30
7	J-117 A/B	Belt Conveyor	2	\$ 134.700,00	\$ 266.061,14
8	F-118	Bin Pulverized Coal	1	\$ 18.800,00	\$ 18.567,00
9	B-121	Lock Hopper	1	\$ 26.400,00	\$ 26.072,81
10	R-210	Gasifier	1	\$ 576.300,00	\$ 569.157,52
11	F-215	Open Yard Slag	1	\$ 59.200,00	\$ 58.466,29
12	R-220	Reaktor WGS dan COS	1	\$ 284.300,00	\$ 280.776,48
13	E-221	Cooler Syngas	2	\$ 123.900,00	\$ 244.728,85
14	D-310	Absorber	1	\$ 2.548.305,7	\$ 2.516.722,80
15	E-311	Cooler Syngas WGS	2	\$ 156.100,00	\$ 308.330,69
16	H-312	Separator	1	\$ 35.800,00	\$ 35.356,31
17	G-313	Compresor 1	2	\$ 1.615.300,00	\$ 3.190.560,97

18	E-314	Cooler Syngas	2	\$ 168.500,00	\$ 332.823,33
19	E-315	Cooler MDEA	4	\$ 128.500,00	\$ 507.629,65
20	L-316	Recycle Amine Pump	2	\$ 43.500,00	\$ 85.921,75
21	D-320	Desorber	1	\$ 1.735.347,63	\$ 1.713.840,29
22	E-322	Heat Exchanger	5	\$ 1.120.900,00	\$ 5.535.039,61
23	E-323	Condens	16	\$ 75.300,00	\$ 1.189.868,09
24	E-324	Reboiler	12	\$ 120.700,00	\$ 1.430.448,99
25	R-410	Methanator 1	1	\$ 1.120.678,00	\$ 1.185.797,18
26	E-411	Heater Syngas	2	\$ 188.100,00	\$ 37.537,50
27	E-412	Cooler Methanator 1	3	\$ 117.500,00	\$ 348.131,23
28	G-413	Compressor 2	1	\$ 648.200,00	\$ 640.166,42
29	G-414	Expander Syngas	2	\$ 1.000.000,00	\$ 975.212,64
30	R-420	Methanator 2	1	\$ 1.120.900,00	\$ 1.107.007,92
31	E-421	Cooler Methanator 2	1	\$ 33.700,00	\$ 33.282,33

32	R-430	Methanator 3	1	\$ 1.120.900,00	\$ 1.107.007,92
33	E-431	Cooler Methanator 3	4	\$ 146.300,00	\$ 577.947,22
34	H-432	Separator SNG	1	\$ 24.300,00	\$ 23.998,83
<b>Total</b>				\$ <b>27.238.114,43</b>	

## **BAB VI**

### **ANALISA EKONOMI**

Analisa ekonomi merupakan salah satu parameter untuk suatu pabrik tersebut layak didirikan atau tidak. Untuk menentukan kelayakan suatu pabrik secara ekonomi, diperlukan perhitungan parameter analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), BEP (*Break Even Point*), IRR (*Internal Rate of Return*) dan WACC (*Weighted Average Cost of Capital* ).

#### **VI.1 Pengelolaan Sumber Daya**

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

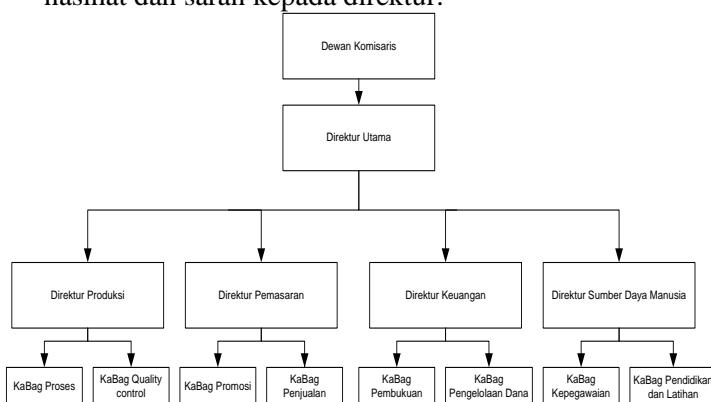
Bentuk badan perusahaan dalam Pabrik SNG ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Hal ini dipilih karena beberapa pertimbangan sebagai berikut:

1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

##### **VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan**

Struktur organisasi yang direncanakan dalam pra desain pabrik ini adalah garis dan staf, yang merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Alasan pemakaian sistem ini adalah:

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik
- Masing-masing manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan
- Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.



**Gambar VI.1 Struktur Organisasi**

Pembagian kerja dalam organisasi ini adalah :

### 1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan

pemegang saham, dan mereka lah yang memilih dan menentukan direktur.

## 2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS apabila bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham yang memiliki saham terbanyak dari perseroan tersebut.

### Tugas dewan komisaris:

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan
- Menetapkan kebijakan perusahaan
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

## 3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

### Tugas direktur adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing

- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan
- Menentukan kebijakan keuangan

#### **4. Direktur Pemasaran**

Direktur pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager pemasaran yang membawahi staf-staf bagian pemasaran.

Tugas Direktur Pemasaran:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya (manager pemasaran) untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Pemasaran :

- Bagian ini bertugas mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian pemasaran.
- Bagian ini meliputi pemasaran dan iklan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Pemasaran.

#### **5. Direktur Produksi**

Direktur produksi yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Manager Quality yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas Direktur Produksi:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik dan quality dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

Tugas Manager Produksi:

- Bagian produksi bertugas mengusahakan agar barang-barang produksi dengan teknik yang memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian produksi yang terdiri dari supervisor, mandor dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager Quality Control (QC) dan Quality Analysis (QA):

- Bagian QC dan QA bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan

penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian quality.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

## 6. Direktur Teknik

Direktur Teknik yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik. Dalam hal ini Direktur Litbang dan Operasi dibantu oleh Manager Operasi, Manager Maintenance, Manager Plant Technical dan Manager Logistik yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

### Tugas Direktur Teknik:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi pabrik dalam hal operasi peralatan, maintenance peralatan, plant technical dan pengadaan logistik untuk operasi pabrik
- Menentukan kebijakan engineering pabrik agar dapat beroperasi secara maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian engineering.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

### Tugas Manager Operasi:

- Bagian operasi bertugas mengendalikan jalannya proses produksi pabrik dapat beroperasi dengan maksimal.

- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian operasi.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi.

Tugas Manager Maintenance:

- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian maintenance.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Engineering.

Tugas Manager Plant Technical:

- Bagian Plant Technical bertugas memberikan bantuan teknik kepada bagian maintenance dan bagian operasi yang berkaitan dengan kelancaran dan efisiensi peralatan pabrik.
- Mengumpulkan fakta-fakta dalam hal operasi di lapangan kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Engineering

Tugas Manager Logistik:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan:
  - Barang yang dibeli
  - Jumlah yang dibeli
  - Waktu pembelian dan tempat pembelian
  - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Engineering.

## **7. Direktur Keuangan**

Direktur keuangan yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya, yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini Direktur Keuangan dibantu oleh Manager Keuangan dan Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

### Tugas Direktur Keuangan:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Utama.

### Tugas Manager Keuangan:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Keuangan.

### **VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja**

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk proses produksi SNG dari Batubara diuraikan sebagai berikut :

**Tabel VI.1** Daftar Kebutuhan Karyawan Pabrik SNG

No.	Jabatan	Jumlah Karyawan
1	Direktur Utama	1
2	Dewan Direksi	4
3	Komisaris Utama	1
4	Dewan Komisaris	2
5	Sekretaris	10
6	General Manager	1
7	Manager	13
8	Superintendent	18
9	Supervisor	20
10	Kepala Regu ( S-1)	20
11	Operator	
	a. Lulusan D-3	35
	b. Lulusan SMA	50
12	Dokter	4
13	Perawat	6
14	Sekuriti	12
15	Office Boy	20
16	Supir	12
Total		211

Pabrik SNG ini menggunakan basis 330 hari kerja pertahun dengan waktu 24 jam kerja perhari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus menerus selama 24 jam,

maka dilakukan system shift karyawan. *Shift* direncanakan dilakukan tiga kali perhari setiap 8 jam. Distribusinya diatur sebagai berikut

Shift I : 07.00 - 15.00

Shift II : 15.00 - 23.00

Shift III: 23.00 – 07.00

Penggantian shift dilakukan sesuai aturan International Labour Organization yaitu sistem *metropolitan rota* atau biasa disebut 2-2-2 (dalam 1 minggu dilakukan 2 hari shift malam, 2 hari shift pagi, 2 hari shift siang, 1 hari libur), sehingga untuk 3 shift dibutuhkan 4 regu dengan 1 regu libur. Sistem ini dapat ditabelkan sebagai berikut:

**Tabel VI.2** Jadwal Shift dengan Sistem 2-2-2

Hari	1	2	3	4	5	6	7
Shift							
I	A	D	C	B	A	D	C
II	B	A	D	C	B	A	D
III	C	B	A	D	C	B	A
Libur	D	C	B	A	D	C	B

Untuk pekerja non-shift pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut:

Senin – Kamis : 08.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat : 08.00 – 16.30

Istirahat : 11.30 – 13.00

## VI.2 Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik SNG ini meliputi :

1. Air

- Berfungsi sebagai sanitasi, air pendingin, dan air untuk feed boiler.
2. Steam  
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.
  3. Listrik  
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
  4. Bahan bakar  
Berfungsi untuk bahan bakar untuk boiler, generator dan furnace.  
Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

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

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air laut perlu diolah lebih dulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor, dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik SNG ini digunakan untuk kepentingan :

1. Air sanitasi, meliputi air untuk laboratorium dan karyawan.  
Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan dilingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :
  - a. Syarat Fisik
    - Suhu di bawah suhu udara
    - Warna jernih
    - Tidak berasa
    - Tidak berbau
    - Kekeruhan SiO<sub>2</sub> tidak lebih dari 1 mg / liter
  - b. Syarat Kimia
    - pH = 6,5 - 8,5

- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO<sub>4</sub>, Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Bakteriologi
  - Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
  - Bakteri E. coli kurang dari 1/ 100 ml
- 2. Air proses, meliputi : air proses, air pendingin dan air umpan boiler

Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi: pompa air boiler, bak pendingin, kation-anion exchanger.

#### **VI.2.2 Unit Penyediaan Steam**

Steam yang dibutuhkan untuk proses dihasilkan dari boiler. Kebutuhan steam digunakan sebagai penukar panas dan untuk keperluan proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk pembangkit steam yaitu boiler.

#### **VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik**

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik SNG ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

1. Untuk proses produksi
2. Untuk penerangan pabrik dan kantor

#### **VI.2.4 Unit Pendingin**

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut :

1. Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
2. Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah

3. Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu
  4. Mudah dikendalikan dan dikerjakan
  5. Tidak mudah terdekomposisi
- Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:
- a. *hardness* : yang memberikan efek pada pembentukan kerak
  - b. zat-zat organik : penyebab slime
  - c. silika : penyebab kerak

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan dan mencegah kerak, zat organik, dan korosi.

### **VI.3 Analisa Ekonomi**

Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain Pabrik substitute natural gas dari Batubara ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)
4. WACC (*Weighted Average Cost of Capital*)

#### **VI.3.1 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)**

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D, didapatkan harga  $i = 21\%$ . Harga  $i$  yang diperoleh lebih besar dari harga  $i$  untuk bunga pinjaman yaitu 9,95% per tahun. Dengan harga  $i=21\%$  yang didapatkan dari perhitungan menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,95% per tahun.

#### **VI.3.2 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*)**

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal minimum adalah 5,7 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik.

### **VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)**

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan Biaya variabel (VC), Biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa Titik Impas (BEP) = 44,82%

### **VI.3.4 WACC (*Weight Average Cost of Capital*)**

Guna menganalisa apakah pabrik layak untuk didirikan, mengukur performa minimum yang mesti dicapai pabrik sehingga dapat sejalan atau lebih baik dari pertumbuhan pasar. Faktor - faktor yang dibutuhkan dalam WACC ini adalah sebagai berikut:

- Cost of Equity
- Cost of Debt

Hasil analisa kepekaan untuk pabrik SNG didapatkan hasil analisa sebagai berikut:

**Tabel VI.3 Hasil perhitungan WACC**

Cost of Equity	6.00%
Tax rate	25.00%
Loan Interest rate	4.75%
Cost of debt	3.56%
Komposisi Pendanaan	
Self financing	40.00%

Bank loan	60.00%
WACC	4.538%

Dari tabel di atas dapat diketahui bahwa nilai dai WACC adalah 10,138%. Dikatan bahwa pbrik layak dirikan jikanilai dari IRR lebih tinggi dari WACC. Nilai IRR dari parik SNG ini sebesar 21% sedangkn nilai WACC 10,138%. Sehingga pabrik SNG ini layak untuk didirikan. Ringkasan analisa ekonomi dari pabrik SNG dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

**Tabel VI.3 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi Pabrik SNG**

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	TOTAL INVESTMENT COST	USD	\$ 190.696.334,14
2	INTEREST	% / tahun	9,95
3	IRR	%	14
4	POT	tahun	5,7
5	BEP	%	44,82
6	COST FOR LOW RANK COAL	US\$/ton	60
7	SELLING PRICE SNG	US\$/mmbtu	8
8	CONSTRUCTION PERIODE	tahun	2
9	OPERATION DAYS/YEAR	hari/tahun	330

## **BAB VII** **KESIMPULAN**

Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. Perencanaan operasi : *continue*, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas produksi SNG : 57,36 MMSCFD
3. Bahan baku *low rank coal* : 792.000 ton/tahun
4. Masa konstruksi : 2 tahun
5. Analisa ekonomi :

IRR	21%
POT ( <i>Pay Out Time</i> )	6,5 tahun
BEP ( <i>Break Even Point</i> )	47,37%
WACC	4,538%

Dari hasil uraian di atas, segi teknis dan ekonomis Pabrik *Substitute Natural Gas* (SNG) dari Batu Bara ini layak untuk didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Adanez, J., Labiano, F.G. 1990., *Modeling of Moving-Bed Coal Gasifiers*, Ind. Eng. Chem. Res, Vol. 29, pp. 2079-2088.
- Basu, Prabir. 2006. *Combustion and Gasification in Fluidized Beds*, Taylor & Francis Group, London.
- Brownell, Lloyd E. dan Edwin H. Young. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons.
- Geankoplis, Christie J. 1997. *Transport Processes and Unit Operations 3<sup>rd</sup> edition*. New Delhi: Prentice-Hall of India.
- Higman, Christopher., Maarten van der Burgt. 2008. *Gasification 2<sup>nd</sup> edition*. Oxford: Gulf Professional Publishing
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer International Edition*. Tokyo: McGraw-Hill Book Company.
- Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya: ITSPress
- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Pemindah Panas*. Surabaya: ITSPress
- Ludwig. E. Ernest. 1947. *Design For Chemical and Petrochemical Plants*. Texas: Gull Publishing Houston.
- Perry, Robert H. and Don Green. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> edition*. New York: McGraw-Hill Book Company.
- Phillips, J. 2008. *Different Types of Gasifiers and Their Integration with Gas Turbines*, National Energy Technology Laboratory, United States.
- Pusdatin ESDM. 2012. *Handbook of Energy & Economic Statistic of Indonesia*. Minsistry of Energy and Mineral Resources, Jakarta
- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, dan Ronald E. West. 2003. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 5<sup>th</sup> edition*. Boston: McGraw-Hill Book Company
- Smith, Robin. 1995. *Chemical Process Design*. Singapore: McGraw Hill International Book Company
- Topsoe, Haldor. 2011. *Topsoe Recycle Energy-efficient Methanation Process*. Haldor Topsoe, Denmark.

- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic*. Canada: John Wiley & Sons, Canada.
- Van Ness, Smith. 1967. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics 4<sup>th</sup> edition International edition*. Singapore: McGraw Hill Inc.
- Wibawa, Gede. 2013. *Aplikasi Thermodinamika Untuk Proses Industri Kimia*. ITS Press, Surabaya.

## APPENDIKS A

### PERHITUNGAN NERACA MASSA

Kapasitas batubara masuk = 792.000 ton/tahun  
= 100 ton/jam  
= 100.000 Kg/jam

1 tahun = 330 hari = 7920 jam

Basis = 1 jam operasi

#### Tools dalam Perhitungan

Dalam penggerjaan Pra Desain Pabrik Substitute Natural Gas dari *Low Rank Coal* ini, neraca massa dihitung dengan menggunakan software Aspen HYSYS version 10.

Dalam Aspen HYSYS *fluid package* berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data-data seperti *molar enthalpy*, *molar entropy*, *standard ideal liquid volume flow*, dan lain-lain) juga untuk menghitung tekanan, suhu, dan lain-lain. Untuk komponen batubara dilakukan pendefinisian komponen dengan memilih *Hypothetical Solid*

#### Perhitungan Neraca Massa

Berdasarkan Himmelblau (1996), perhitungan neraca massa untuk sistem *steady state* dapat dituliskan pada Persamaan (1).

$$\text{Accumulation} = \text{massa masuk} - \text{massa keluar} + \text{generation} - \text{consumption}$$

$$0 = \text{Massa Masuk} - \text{Massa Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi} \quad (1)$$

- **Bahan Baku.**

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan pabrik SNG (*Subitute Natural Gas*) adalah batu bara dari PT Bukit Asam tipe 45. Untuk menghitung berat molekul dari batubara, terlebih

dahulu dilakukan pendefinisian rumus senyawa kimia dari batubara berdasarkan Analisis Ultimate batubara PT. Bukit Asam tipe-45 pada Tabel A.1.

**Tabel A.1.** Analisis Ultimate Batubara PT. Bukit Asam Tipe-45

Komponen	% massa
C	60.3
H	4.5
N	0.9
S	1
O	21.6
Ash	11.5

Rumus senyawa kimia batubara diperoleh dengan menghitung jumlah %mol masing-masing unsur pada **Tabel A.1**. dengan basis massa batubara sebesar 100 kg dan asumsi *ash* sebagai komponen *inert* menggunakan Persamaan (2). Selanjutnya massa tiap komponen akan dikonversi menjadi mol komponen melalui Persamaan (3). Setelah diperoleh mol tiap komponen, selanjutnya dihitung jumlah mol semua komponen dan dihitung %mol tiap komponen menggunakan Persamaan (4). Hasil perhitungan dapat dilihat pada Tabel A.2.

**Tabel A.2.** Nilai %Mol Komponen Penyusun Batubara

Komponen	Massa	BM	Mol	%Mol
C	60.3	12	5	46
H	4.5	1	4.5	41

N	0.9	14	0.06	0.5
S	1	32	0.03	0.3
O	21.6	16	1.3	12
Total			10.59	100

*Massa komponen = % massa komponen x massa batubara*

$$mol = \frac{massa}{BM}$$

$$\%mol = \frac{mol}{total\ mol} \times 100$$

Nilai %mol komponen merupakan jumlah mol komponen dalam senyawa batubara, sehingga diperoleh rumus senyawa kimia dari batubara yaitu  $C_{46}H_{41}N_{0.5}S_{0.3}O_{12}$ . Melalui rumus senyawa kimia dari batubara yang telah diperoleh, dapat dihitung berat molekul (BM) dari batubara yang digunakan melalui Persamaan (5). Diperoleh nilai berat molekul batubara sebesar 801,6 kg/kmol.

$$BM\ Batubara = (46 \times BM\ C) + (41 \times BM\ H) + (0.5 \times BM\ N) + (12 \times BM\ O)$$

### A.1 Gasifier (R-110)

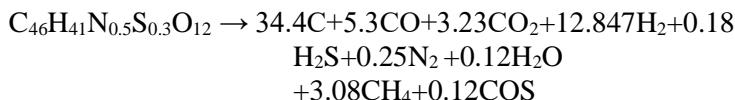
Komponen yang masuk pada gasifier adalah batubara. Gasifier beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi untuk mengubah batubara menjadi gas. Gasifier ini beroperasi pada suhu 600 °C

dan tekanan 30 Bar. Gasifier yang digunakan adalah *Fixed bed gasifier*, terdapat 3 zona reaksi yaitu:

### 1. Zona Coal Devolatilization

Zona devoltilisasi merupakan zona dimana *low rank coal* mengalami perubahan bentuk dari padatan menjadi gas dan char (*ash*).

Reaksi Zona *devolatilization* :



Asumsi:

- Konversi coal ( $X_A$ ) = 100 %

Pada suhu 600 °C, % konversi batubara di set terkonversi sebesar 100 %.

Komposisi gas yang dihasilkan pada zona ini dapat dihitung menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$n_{produk} = \frac{\text{koef. stoikiometri Produk}}{\text{koef. stoikiometri batubara}} \times n_{batubara (\text{zona 1})}$$

$$n_{\text{CH}_4} = \frac{3.08}{1} \times 124,750499 = 384 \text{ mol}$$

**Tabel A.1** Neraca Mol Pada Zona Devolatilisasi

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
Coal	1	124,75	0	0
C	0	0	0,58	4291
CH <sub>4</sub>	0	0	0,05	384
CO	0	0	0,09	661
CO <sub>2</sub>	0	0	0,05	403

H2	0	0	0,22	1603
H2S	0	0	0,003	22
COS	0	0	0,002	15
N2	0	0	0,004	31
H2O	0	0	0,002	15
TOTAL	1	124,75	1	7426

Neraca Massa Pada Zona Devolatilisasi

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
Coal	1	100000	0	0
C	0	0	0,52	51544,2
CH4	0	0	0,06	6164,2
CO	0	0	0,2	18520,2
CO2	0	0	0,2	17733,6
H2	0	0	0,03	3230,9
H2S	0	0	0,008	765,2
COS	0	0	0,009	899,2
N2	0	0	0,009	873,6
H2O	0	0	0,003	269,7
TOTAL	1	100000	1	100000

## 2. Mixing Point 1

**Tabel A.2** Neraca Mol Pada Mixing Point 1

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CH4	0,05	384	0,048	384
CO	0,08	661	0,082	661
CO2	0,05	403	0,05	403
H2	0,22	1603	0,2	1603
H2S	0,003	22	0,003	22
COS	0,002	15	0,002	15
N2	0,004	31	0,004	31
H2O	0,002	15	0,002	15
C	0,58	4291	0,54	4291
TOTAL	1	7426	1	7426

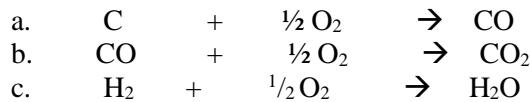
Neraca Massa Pada Mixing Point 1

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
CH4	0,062	6164,19	0,062	6164,19
CO	0,2	18520,18	0,18	18520,18
CO2	0,2	17733,45	0,18	17733,45
H2	0,03	3230,98	0,032	3230,98
H2S	0,008	765,18	0,008	765,18
COS	0,009	899,25	0,009	899,25

N2	0,009	956,87	0,009	956,87
H2O	0,003	269,69	0,003	269,69
C	0,43	51543,3 5	0,52	51543,35
TOTAL	1	100000	1	100000

### 3. Zona Combustion

Pada zona ini terdapat 3 reaksi, yaitu 1



Asumsi dari Hysys :

- Pada reaksi a konversi sebesar 11,02 %
- Pada reaksi b konversi sebesar 20,85 %
- Pada reaksi c konversi sebesar 29,51 %

#### Reaksi 1

C yang bereaksi dibagi rata ke dalam 2 reaksi yang ada Rx <2> dan <3>

Asumsi :

Konversi C : 0,110  
                  2

Stoikiometri		0,5		
mula	C + O <sub>2</sub>	—> CO		kgmo
bereaksi	4291		1	kgmo
		236,4		kgmo
sisa	473	5	473	1
		236,4		kgmo
	3818	5	473	1

## Reaksi 2

Asumsi :

C yang bereaksi dibagi rata ke dalam 2

reaksi yang ada Rx <2> dan <3>

Konversi

CO : 0,2085

Stoikiometri	CO	+	O <sub>2</sub>	0,5	→ CO <sub>2</sub>	
Mula	1134					kgmol
Bereaksi	236		118,23		236	kgmol
Sisa	898		118,23		236	kgmol

## Reaksi 3

Asumsi : Semua H<sub>2</sub> dari zona devolatilisasi terkonversi di zona pembakaran

Konver

si H<sub>2</sub> : 0,29

Stoikiome	H <sub>2</sub>	+	O <sub>2</sub>	0,5	→ H <sub>2</sub> O	
tri	160					kgmo
mula	3					l
bereaksi	473		236,4		473	kgmo
	113		7		1	
sisa	0		236,4		473	kgmo
			7		1	

Total O<sub>2</sub> teoritis = O<sub>2</sub> reaksi 1+O<sub>2</sub> reaksi 2+O<sub>2</sub> reaksi 3

**Total kebutuhan O<sub>2</sub> teoritis** 591, kgm  
ol

**Tabel A.3** Neraca Mol Pada Zona Combustion

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
C	0,53	4291	0,53	4291
CH4	0,05	384	0,05	384
CO	0,08	661	0,12	897,6
CO2	0,05	403	0,09	639,4
H2	0,19	1603	0,15	1129,8
H2S	0,003	22	0,003	22
COS	0,002	15	0,002	15
N2	0,004	31	0,004	34,2
H2O	0,002	15	0,07	487,9
O2	0,07	591	0	0
TOTAL	1	8017	1	7426

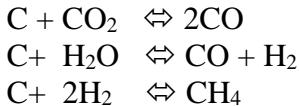
Neraca Massa Pada Zona Combustion

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
C	0,43	51543,69	0,386	45863,58
CH4	0,052	6164,16	0,052	6164,16
CO	0,156	18520,06	0,211	25143,36
CO2	0,149	17733,39	0,237	28139,81
H2	0,028	3230,95	0,019	2277,5

H2S	0,006	765,17	0,006	765,17
COS	0,008	899,24	0,008	899,24
N2	0,007	873,65	0,007	873,65
H2O	0,002	269,68	0,074	8789,75
O2	0,159	18916,9 3	0	0
TOTAL	1	118916, 9	1	118916,9

#### 4. Zona Gasifikasi

Pada zona ini terdapat 3 reaksi, yaitu sebagai berikut :



Reaksi di zona gasifikasi merupakan reaksi kesetimbangan, sehingga perlu dihitung konstanta kesetimbangan reaksi untuk memperoleh konversi. Nilai konstanta kesetimbangan reaksi dihitung menggunakan persamaan 6 sampai 9 (Van Ness, dkk 2010).

$$\ln K = \frac{-\Delta G^o}{RT} \quad (6)$$

$$\frac{\Delta G^o}{RT} = \frac{\Delta G_0^o - \Delta H_0^o}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^o}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^o}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^o}{R} \frac{dT}{T} \quad (7)$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^o}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[ \Delta B T_0 + \left( \Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left( \frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad (8)$$

$$\tau = \frac{T}{T_0} \quad (9)$$

Dimana:

- K : konstanta kesetimbangan (fungsi suhu)
- $G^\circ$  : energi Gibbs pada keadaan standard pada tekanan tertentu
- T : Suhu Operasi (K)
- R : Tetapan gas ideal
- $\Delta G_0^\circ$  : energi Gibbs pembentukan (J/mol)
- $\Delta H_0^\circ$  : panas pembentukan (J/mol)
- $T_0$  : suhu referensi ( $T=298.15\text{ K}$ )
- $A, B, C, D$  : konstanta kapasitas panas gas
- $C_p^\circ$  : kapasitas panas pada keadaan standard

Karena terdapat empat reaksi kesetimbangan, maka akan dicari enam konstanta reaksi kesetimbangan. Untuk menyelesaikan Persamaan 6 sampai 9, digunakan data-data seperti yang tercantum pada **Tabel A5** dan Tabel A.9.

Persamaan 10 dan 11 (Van Ness, 2010) digunakan untuk menghitung energi Gibbs pembentukan dan panas pembentukan yang dibutuhkan pada Persamaan 6 dan 7 untuk perhitungan nilai K masing-masing reaksi.

**Tabel A.5.** Panas Pembentukan dan Energi Gibbs Pembentukan

Komponen	$\Delta H^0f298$ (kJ/kgmol)	$\Delta G^0f298$ (kJ/kgmol)
----------	--------------------------------	--------------------------------

C	0	0
CO <sub>2</sub>	-393790	-394359
CO	-110590	-137169
H <sub>2</sub> O	-241814	-228572
H <sub>2</sub>	0	0
CH <sub>4</sub>	-74900	-50460

Dimana:

$$\Delta G_0^o = \Delta G_{f298}^o \text{produk} - \Delta G_{f298}^o \text{reaktan} \quad (10)$$

$$\Delta H_0^o = \Delta H_{f298}^o \text{produk} - \Delta H_{f298}^o \text{reaktan} \quad (11)$$

**Tabel A.6.** Konstanta Kapasitas Panas

Komponen	A	B x 10 <sup>3</sup>	C x 10 <sup>6</sup>	D x 10 <sup>-5</sup>
C	-	-	-	-
CO <sub>2</sub>	5,457	1,045	-	-1,157
CO	3,376	0,557	-	-0,031
H <sub>2</sub> O	3,470	1,450	-	0,121
H <sub>2</sub>	3,249	0,422	-	0,083
CH <sub>4</sub>	1,702	9,081	-2,164	-

Dimana:

$$\Delta A = \Delta A_{produk} - \Delta A_{reaktan} \quad (12)$$

$$\Delta B = \Delta B_{produk} - \Delta B_{reaktan} \quad (13)$$

$$\Delta C = \Delta C_{produk} - \Delta C_{reaktan} \quad (14)$$

$$\Delta D = \Delta D_{produk} - \Delta D_{reaktan} \quad (15)$$

Setelah konstanta kesetimbangan diketahui, komposisi komponen pada produk dapat dicari dengan Persamaan 23 (Van Ness, 2010).

$$\prod_i \left( \frac{\hat{f}_i}{f_i^\circ} \right)^{v_{i,j}} = K_j \quad (16)$$

Semua komponen yang terlibat dalam reaksi berada pada fase gas kecuali karbon yang berada pada fase solid. Berdasarkan persamaan (23), rasio fugasitas dari karbon murni adalah rasio fugasitas karbon pada tekanan operasi 10 bar dibagi dengan fugasitas karbon pada tekanan 1 bar. Efek dari tekanan pada fugasitas solid sangat kecil, sehingga rasio ini dapat dianggap bernilai satu dan dapat diabaikan dari persamaan kesetimbangan. Untuk komponen gas yang terlibat dalam reaksi merupakan gas nyata yang selanjutnya penyelesaiannya dilakukan dengan pendekatan Peng-Robinson EOS, digunakan Persamaan 24 sampai 38 (Smith, 2005).

$$\prod_i \left( \frac{\hat{f}_i}{P^\circ} \right)^{v_{i,j}} = K_j \quad (17)$$

$$\hat{f}_i = \hat{\phi}_i y_i P \quad (18)$$

$$y_i = \frac{n_{io} + \sum_j v_{i,j} \varepsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \varepsilon_j} \quad (19)$$

$$\ln \phi_i = \frac{b_i}{b} (Z - 1) - \ln (Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left( \frac{2 \sum x_i a_i}{a} + \frac{b_i}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + (1 + \sqrt{2})B}{Z + (1 - \sqrt{2})B} \right) \quad (20)$$

$$A = \frac{aP}{R^2 T^2} \quad (21)$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad (22)$$

$$a = 0,45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \alpha \quad (23)$$

$$b = 0,0778 \frac{RT_c}{P_c} \quad (24)$$

$$\alpha = (1 + \kappa(1 - \sqrt{T_r}))^2 \quad (25)$$

$$\kappa = 0,37464 + 1,54226\omega - 0,26992\omega^2 \quad (26)$$

$$\omega = \left[ -\log \left( \frac{P_{sat}}{P_c} \right) \Big|_{T_r=0,7} \right] - 1 \quad (27)$$

$$Z^3 + \beta Z^2 + \gamma Z + \delta = 0 \quad (28)$$

$$\beta = B - 1 \quad (29)$$

$$\gamma = A - 3B^2 - 2B \quad (30)$$

$$\delta = B^3 + B^2 - AB \quad (31)$$

Dimana:

$J$  : indeks reaksi

$v_{i,j}$  : konstanta stokimetri komponen i pada reaksi j

$y_i$  : fraksi mol komponen i

- $\hat{\phi}_i$  : koefisien fugasitas parsial komponen i.  
 $n_{io}$  : mol komponen i mula-mula  
 $v_j$  : jumlah total koefisien stokimetri pada reaksi j  
 $\varepsilon_j$  : koordinat reaksi  
 $A, B, C, D$  : konstanta kapasitas panas gas  
 $C_p^o$  : kapasitas panas pada keadaan standard

Karena sistem yang digunakan adalah sistem multikomponen, maka aturan pencampuran diperlukan untuk mendapatkan nilai a dan b sesuai persamaan 32 dan 33 (Smith, 2005).

$$b = \sum_i^{NC} x_i b_i \quad (32)$$

$$a = \sum_i^{NC} \sum_j^{NC} x_i x_j \sqrt{a_i a_j} (1 - k_{ij}) \quad (33)$$

Karena semua komponen berada pada fase gas, maka  $x_i$  dan  $x_j$  dianggap sama dengan  $y_i$  dan  $y_j$ . Nilai  $k_{ij}$  untuk hidrokarbon dapat diabaikan atau dianggap nol. Persamaan (30) menghasilkan tiga akar-akar, nilai akar terbesar akan menjadi nilai kompresibilitas untuk *vapor* dan nilai akar-akar terkecil akan menjadi nilai kompresibilitas untuk *liquid*. Nilai kompresibilitas digunakan untuk menghitung koefisien fugasitas komponen pada persamaan (20), begitu pula dengan nilai kompresibilitas untuk liquid. Untuk menyelesaikan persamaan (20) hingga (33), data properti termodynamika komponen yang bereaksi ditampilkan pada Tabel A.10.

**Tabel A.3.** Properti Termodinamika Komponen dalam Reaksi Gasifikasi

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	$\omega_i$
CO <sub>2</sub>	304,1	73,70	0,239
CO	132,95	34,99	0,093
H <sub>2</sub> O	647,25	221,2	0,344
H <sub>2</sub>	33,45	13,16	-0,12
CH <sub>4</sub>	190,7	46,41	0,011

Dengan nilai konstanta K dan koefisien fugasitas yang telah diketahui, selanjutnya akan digunakan untuk menyelesaikan Persamaan (41) (Van Ness, 2010).

$$\frac{(y_{iproduct})^{v_{i,j}}}{(y_{ireaktan})^{v_{i,j}}} = \frac{(\phi_{ireaktan})^{v_{i,j}}}{(\phi_{iproduct})^{v_{i,j}}} \left(\frac{P}{P^0}\right)^{-v_{i,j}} K \quad (34)$$

Setelah menyelesaikan persamaan (41) selanjutnya akan diperoleh persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai koordinat reaksi ( $\varepsilon_j$ ). Dengan diketahui nilai  $\varepsilon_j$ , dapat diketahui komposisi masing-masing komponen hasil reaksi equilibrium. Komposisi komponen yang didapat berdasarkan perhitungan ini berupa fraksi mol.

Berdasarkan hukum kekekalan massa, massa yang keluar dari suatu sistem akan sama dengan massa yang masuk. Massa masing-masing komponen dapat diketahui berdasarkan persamaan berikut:

$$m_i beraaksi = m_{total} aliran keluar - m_i inert \quad (35)$$

$$m_i \text{ aliran keluar} = \%m_i \times m_i \text{ bereaksi} \quad (36)$$

Nilai %massa komponen (%m<sub>i</sub>) dapat diperoleh dari %mol (y<sub>i</sub>) yang telah diperoleh dari perhitungan sebelumnya dengan menggunakan persamaan (37).

$$\%m_i = \%mol \times \frac{BM \text{ komponen}}{BM \text{ total aliran keluar}} \quad (37)$$

Nilai BM total dalam satu aliran dapat didekati dengan persamaan (45) dengan asumsi y<sub>i</sub>=z<sub>i</sub> dikarenakan komponen hanya berada dalam satu fase yaitu gas.

$$BM \text{ total aliran keluar} = \sum_i z_i \times BM_i \quad (38)$$

Selanjutnya dapat dihitung jumlah produk yang terbentuk dari reaksi dan berapa reaktan yang belum bereaksi. Berdasarkan langkah perhitungan yang telah dijelaskan di atas maka diperoleh aliran keluar reaktor gasifikasi seperti ditunjukkan pada tabel A.11.

**Table A.11** Neraca Mol Pada Zona Gasifikasi

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CH4	0,046	384	0,098	1056,9
CO	0,108	898	0,264	2839,2
CO2	0,077	639	0,167	1800,8
H2	0,136	1130	0,376	4048,7
H2S	0,003	22	0,002	22,5
COS	0,002	15	0,001	15,0
N2	0,004	34	0,003	34,2
H2O	0,059	488	0,088	941,9
C	0,314	3818	0,004	42,9
O2	0	0	0	0

Steam	0,567	4718	0	0
TOTAL	1	<b>12147</b>	1	<b>10759,0</b>

Neraca Massa Pada Zona Gasifikasi

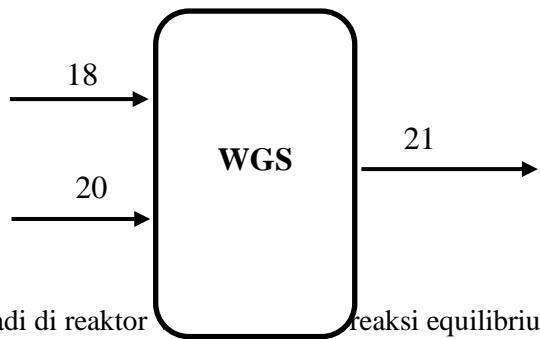
Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
CH4	0,062	12664	0,083	16955,8
CO	0,145	29585,5	0,39	79528,4
CO2	0,103	21074,3	0,388	79250,9
H2	0,183	37235,7	0,04	8162,1
H2S	0,004	740,1	0,004	765,2
COS	0,002	493,4	0,004	899,3
N2	0,006	1125,8	0,005	956,9
H2O	0,079	16080,5	0,083	16968,1
O2	0	0	0	0
Steam	0,417	85000	0	0
C	0,184	45863,2	0,003	515,3
TOTAL	1	203999,3	1	203999,3

Tabel A.12 Neraca Massa Pada Reaktor Gasifier

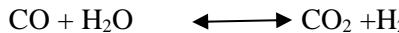
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
<b>11</b>		<b>14</b>	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Coal	100000,0	CH4	16955,8

H <sub>2</sub> O	0	O <sub>2</sub>	0
<b>Total aliran 11</b>	<b>100000,0</b>	H <sub>2</sub>	8162,1
<b>12</b>		CO	79528,4
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	CO <sub>2</sub>	79250,9
H <sub>2</sub> O	85000	H <sub>2</sub> O	16968,1
<b>Total aliran 12</b>	<b>85000</b>	H <sub>2</sub> S	765,2
<b>13</b>		COS	899,3
<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>	N <sub>2</sub>	956,9
O <sub>2</sub>	18916,8	<b>Total aliran 14</b>	203486,7
<b>Total aliran 13</b>	<b>18916,8</b>	<b>15</b>	
		<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
		C	512,6
		<b>Total aliran 15</b>	512,6
<b>Total aliran masuk</b>	<b>203999,3</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>203999,3</b>

## A.2 WGS Reaktor (R-210)



Reaksi yang terjadi di reaktor  reaksi equilibrium



Fungsi dari reaktor ini adalah membentuk perbandingan syngas H<sub>2</sub>: CO=3:1 untuk stoikiometri di methanator. Reaktor ini beroperasi pada suhu 190 - 200 °C (*Otmer, volume 2, hal 490*). Reaktor ini dimodelkan dengan suhu operasi 200 °C dan dengan tekanan operasi 30 bar.

Pada proses ini H<sub>2</sub>O yang diumpulkan ke dalam reaktor sebesar 4129,3 kg/jam.

Reaktor ini berfungsi pula untuk mengubah COS menjadi H<sub>2</sub>S, karena pada proses absorpsi solvent MDEA lebih selektif terhadap H<sub>2</sub>S dibanding COS. Reaksi yang berlangsung yaitu reaksi hidrolisis COS.

Neraca massa komponen CO, H<sub>2</sub>O, CO<sub>2</sub>, dan H<sub>2</sub> dihitung dengan melibatkan reaksi di dalam reaktor. Sedangkan untuk komponen lainnya diasumsikan tidak terlibat reaksi (inert).

Data Kapasitas panas dari Tabel C.1 Smith Vannes Sixth edition (Hal : 657):

**Tabel A. 13 Data Kapasitas Panas Reaksi 1**

Konstant a	Komponen				□ □
	CO	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	
A	3,376	3,47	5,457	3,249	1,86
B	0,00055 7	0,0014 5	0,00104 5	0,00042 2	- 0,00054
C	0	0	0	0	0
D	-3100	12100	-115700	8300	-116400

**Tabel A. 14** Data Kapasitas Panas Reaksi 2

Konstanta	Komponen				□ □
	COS	H2O	CO2	H2S	
A	0	3,47	5,457	3,931	5,918
B	0,32	0,00145	0,001045	0,00149	-0,31892
C	0,000861838	0	0	0	-0,00086
D	-6,60416E-07	12100	-115700	-23200	-151000

**Tabel A. 15** Data Kapasitas Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation Panas Reaksi 1

Parameter( Kj/mol)	Komponen				□ □
	CO	H2O	CO2	H 2	
ΔH <sup>0</sup> f298	110525	241818	393509	0	41166
ΔG <sup>0</sup> f298	137169	228572	394359	0	28618

**Tabel A. 16** Data Kapasitas Heat of Formation and Gibbs-energy of Formation Panas Reaksi 2

Parameter (Kj/mol)	Komponen				□ □
	COS	H2O	CO2	H2S	
ΔH <sup>0</sup> f298	138500	241818	393509	20630	33821
ΔG <sup>0</sup> f298	147900	228572	394359	33560	51447

$$-RT \ln K = \sum_{(39)}^i v_i G_i^o \equiv \Delta G^o$$

$$\ln K = \frac{-\Delta G^o}{RT}$$

(40)

$$\frac{\Delta G^o}{RT} = \frac{\Delta G_0^o - \Delta H_0^o}{(41)RT_o} + \frac{\Delta H_0^o}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp^o}{R} dT - \int_{T_o}^T \frac{\Delta Cp^o}{R} \frac{dT}{T}$$
$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

(42)

Kondisi Operasi :

T	= 200° C = 473,15 °K
P	= 29,91 bar
Treference	= 298,15
R	= 8,314
τ	= 1,58

**Table A.17** Perhitungan Konstanta Kesetimbangan

dcp/R dT	dCp/R dT/T	dG/RT	ln K	K
144,66	0,37	-5,46	5,46	236,67
-43490,84	-111,8	-6,73	6,73	839,14

Pers. 13.26 Smith Vannes (Hal : 482) :

**Konstanta kesetimbangan juga dirumuskan sebagai berikut :**

$$\prod_i (y_i \Phi_i)^{v_i} = \left( \frac{P}{P^0} \right)^{-v} K$$

$$\phi = \exp \left[ \frac{P_r}{T_r} (B^0 + \omega B^1) \right]$$

Persamaan 11.65 Smith Vannes sixth edition

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.5}}$$

Persamaan 3.61 Smith Vannes sixth edition

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}}$$

Persamaan 3.62 Smith Vannes sixth edition

dimana :  $T_r = \frac{T}{T_c}$  dan  $P^0 = \text{atm}$

$$P_r = \frac{P}{P_c}$$

**Table A.19 Hasil Perhitungan**

Komponen	Tr	Pr	B <sup>0</sup>	B <sup>1</sup>	Φ
CO	3,56	0,85	0,028	0,14	1,008
H2O	1,17	0,26	-0,25	0,049	0,95
CO2	1,55	0,41	-0,13	0,11	0,97
H2	14,27	2,28	0,077	0,14	1,008
COS	1,25	0,48	-0,21	0,07	0,92
H2S	1,27	0,33	-0,21	0,08	0,95

$$K_1 = \frac{[y_{CO}][\phi_{CO}][y_{H_2O}]}{[y_{CO_2}][\phi_{CO_2}][y_{H_2}]} \frac{[\phi_{H_2O}]}{5[\phi_{H_2}]} P^2$$

$$(43)$$

$$K_1 = \frac{[y_{CO}][y_{H_2}]}{[y_{CO_2}][y_{H_2}]} \quad (44)$$

Menghitung konversi dan komposisi gas keluar reformer :

	C	H2	CO	H	CO	H2	CH	N	O	V
i	O	O	2	2	S	S	C	4	2	2
j										j
Reaksi 1	-1	-1	1	1	0	0	0	0	0	0
Reaksi 2	0	-1	1	0	-1	1	0	0	0	0

Komposisi gas yang keluar dari reformer bisa dihitung dengan Persamaan 13.7 di Smith Vannes sixth edition.

$$x_{ij} = \frac{n_{i0} + \sum_j v_{ij} \varepsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \varepsilon_j} \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

- $n_{i0}$  = jumlah mol komponen i yang masuk
- $n_0$  = jumlah mol total komponen yang masuk
- $v_{ij}$  = konstanta reaksi komponen i pada reaksi ke j
- $\varepsilon_j$  = koordinat reaksi pada reaksi ke j

**Tabel A.20** Neraca Mol WGS reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CH4	0,098	1057	0,096	1057
CO	0,264	2839	0,158	1722
CO2	0,167	1801	0,267	2933
H2	0,376	4049	0,47	5166
H2S	0,002	22	0,003	37,2

COS	0,001	15	0	0,2
N2	0,003	34	0,003	34,16
H2O	0,088	942	0,004	39
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
Steam	0,021	229	0	0
TOTAL	1	<b>10988</b>	1	<b>10988</b>

Neraca Massa WGS reaktor

Komponen	Masuk		Keluar	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (Kg)
CH4	0,082	16955,84	0,082	16955,84
CO	0,383	79528,37	0,232	48228,07
CO2	0,382	79250,93	0,622	129077,9
H2	0,039	8162,12	0,05	10414,86
H2S	0,004	765,18	0,006	1267,74
COS	0,004	899,25	0	13,33
N2	0,005	956,87	0,005	956,87
H2O	0,081	16968,14	0,003	701,05
O2	0	0	0	0
Steam	0,02	4129,27	0	0
C	0	0	0	0
TOTAL	1	<b>207616</b>	1	<b>207616</b>

### Neraca Massa Overall WGS (Water Gas Shift)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
18		21	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16955,84	CH4	16955,84
CO	79528,37	CO	48228,07
CO2	79250,93	CO2	129077,9
H2	8162,12	H2	10414,86
H2S	765,18	H2S	1267,74
COS	899,25	COS	13,33
N2	956,87	N2	956,87
H2O	16968,14	H2O	701,05
O2	0	O2	0
Steam	4129,27	Steam	0
C	0	C	0
<b>Total aliran 18</b>	<b>203486,7</b>		
20			
H2O	4129,27		
<b>Total aliran 20</b>	<b>4129,27</b>		
<b>Total aliran masuk</b>	<b>207616</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>207616</b>

### A.3 Separator (H-312)

Separator berfungsi sebagai pemisah H<sub>2</sub>O dalam campuran gas yang akan di bersihkan sebelum masuk ke absorber.

Perhitungan berdasarkan *Flash Calculation* Van Ness 5<sup>th</sup> edition hal-456

- 1) Menghitung mole fraksi tiap komponen ( $z_i$ ) yang masuk separator

**Table A.21** Mol Fraksi masuk Separator

Komponen	Kg	Kgmol	Zi
C	0	0	0
CH4	16955,84	1057	0,09
CO	48228,07	1722	0,16
CO2	129077,9	2933	0,27
H2	10414,86	5166	0,47
H2S	1267,74	37,20	0,003
COS	13,33	0,22	0
N2	956,87	34,16	0,003
H2O	701,05	39	0,004
O2	0	0	0
Total	0	1	1

- 2) Dengan menggunakan Persamaan Antoine, didapatkan tekanan uap komponen murni pada 40°C (Psat)

**Table A.22** Konstanta Antoine

Komponen	A	b	C	D	e	f
C	22,64	-64033	0	-0,33	3,0099E-24	6
CH4	31,35	-1308	0	-3,26	-3,7247E-09	2
CO	41,66	-1110	0	-5,46	0,00008638	2
CO2	133,6	-4735	0	-21,27	0,04091	1
H2	9,18	-107,93	0	0,164099	0,00060218	2
H2S	78,68	-3840	0	-11,2	0,01885	1
COS	50,68	-3360,75	0	-5,83	1,09402E-05	2
N2	35,41	-966,2	0	-4,32	0,00007932	2

H2O	65,93	-7228	0	-7,18	0,000004031	2
O2	31,23	-1090	0	-3,3	0,00004057	2

Sumber : Hysys

- 3) dengan menggunakan persamaan :

$$\ln P_i^{sat} = a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^{f_i}$$

Kondisi Operasi:

$$T = 40^\circ\text{C} = 313,15^\circ\text{K}$$

$$P = 29,86 \text{ bar} = 2986 \text{ kPa}$$

**Table A.23** Nilai Psat

Komponen	Ln Psat	Psat
C	-183,76	$1,55 \times 10^{-80}$
CH4	8,43	4595,31
CO	15,24	4147001,39
CO2	9,05	8591,12
H2	68,83	$7,83 \times 10^{29}$
H2S	7,96	2857,04
COS	7,51	1821,49
N2	15,29	4363366,63
H2O	1,99	7,39
O2	12,76	347268,82

- 4) Menghitung Ki masing-masing komponen dengan persamaan :

$$K_i = \frac{1}{P} \exp \left[ a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^f \right] \quad (47)$$

**Table A.24** Nilai Ki

Komponen	Ki
C	5,21x10 <sup>-84</sup>
CH4	1,54
CO	1388,81
CO2	2,88
H2	2,62x10 <sup>26</sup>
H2S	0,96
COS	0,61
N2	1461,27
H2O	0,002
O2	116,29

- 5) Substitusi nilai yang telah diketahui ke dalam persamaan  
4.55 Robin Smith

$$\sum_i^{NC} \frac{z_i(K_i-1)}{\frac{V}{F}(K_i-1)+1} = 0 \quad (48)$$

Trial nilai V/F dengan menggunakan goal seek,  
didapatkan  
 $V/F = 0,997$

$$V = \mathbf{10984}$$

Sehingga didapatkan harga L, dimana :

$$L = F - V = 4,37 \text{ kgmol}$$

- 6) Didapatkan harga  $y_i$  dan  $x_i$  :

$$y_i = \frac{z_i}{\frac{V}{F} + \left(1 - \frac{V}{F}\right) \frac{1}{K_i}} \quad (49)$$

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) \frac{V}{F} + 1} \quad (50)$$

**Table A.25** Komposisi keluar separator

Komponen	yi	xi
C	0	0
CH4	0,09	0
CO	0,16	0
CO2	0,27	0,003
H2	0,47	0
H2S	0,003	0,0001
COS	0	0
N2	0,003	0
H2O	0,002	0,99
O2	0	0

- 7) Komposisi top dan bottom produk masing-masing komponen :

**Tabel A.27** Neraca Mol Separator

Komponen	Masuk (26)		Keluar (27)	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CH4	0,09	1057	0,09	1056,91
CO	0,17	1722	0,17	1721,76
CO2	0,27	2933	0,27	2932,93
H2	0,47	5166	0,47	5166,10
H2S	0,003	37	0,0034	37,20
COS	0	0	0	0,22
N2	0,003	34	0,003	34,16

H2O	0,003	39	0,003	34,56
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
<b>Total Vapor</b>	<b>1</b>	<b>10988</b>	<b>1</b>	<b>10984</b>
<b>(Liquid)</b>		<b>(28)</b>		
CH4	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
CO2	0	0	0,003	0,72
H2	0	0	0	0
H2S	0	0	0,0001	0,016
COS	0	0	0	0
N2	0	0		0
H2O	0	0	0,99	78,5
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
<b>Total Liquid</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>4,37</b>
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>10988</b>	<b>1</b>	<b>11000</b>

**Tabel A.28** Neraca Massa Separator

Komponen	Masuk (26)		Keluar (27)	
	Fraksi Massa	Massa (kg)	Fraksi Massa	Massa (kg)
CH4	0,082	16955,84	0,082	16955,84
CO	0,232	48228,07	0,232	48228,07
CO2	0,622	129077,8 8	0,622	129077,2
H2	0,05	10414,86	0,05	10414,86

H2S	0,006	1267,74	0,006	1267,72
COS	0	13,33	0	13,33
N2	0,004	956,87	0,004	956,87
H2O	0,003	701,05	0,003	622,56
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
<b>Total Vapor</b>	<b>1</b>	<b>207616</b>	<b>1</b>	<b>207536,4</b>
<b>(Liquid)</b>			<b>(28)</b>	
CH4	0	0	0	0
CO	0	0	0	0
CO2	0	0	0,009	0,72
H2	0	0	0	0
H2S	0	0	0	0
COS	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
H2O	0	0	0,99	78,5
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
<b>Total Liquid</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>1</b>	<b>79,2</b>
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>207616</b>	<b>1</b>	<b>207616</b>

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
26		27	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16955,84	CH4	16955,84
CO	48228,07	CO	48228,07
CO2	129077,88	CO2	129077,9
H2	10414,86	H2	10414,86
H2S	1267,74	H2S	1267,74
COS	13,33	COS	13,33
N2	956,87	N2	956,87
H2O	701,05	H2O	701,05
O2	0	O2	0
C	0	C	0
		28	
		CH4	0
		CO	0,002
		CO2	0,72
		H2	0
		H2S	0,02
		COS	0

		N2	0
		H2O	78,5
		O2	0
		C	0
<b>Total aliran masuk</b>	<b>207616</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>207616</b>

#### A.4 Absorber (D-310)

Absorber berfungsi sebagai alat untuk mengabsorbsi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang terkandung dalam syngas. Solvent yang digunakan dalam proses absorpsi merupakan larutan MDEAmine 45% wt . Aliran feed gas yang akan di absorb masuk melalui bawah kolom absorber kemudian di kontakan dengan solvent MDEA yang diumpakan dari atas kolom. Aliran berisi *rich amine* MDEA dan acid gas keluar melalui bawah kolom menuju regenerator. *Sweet gas* hasil absorpsi keluar melalui atas kolom yang akan digunakan sebagai feed methanator.

Kondisi Operasi :

T = 40°C = 313°K

P = 40,958 bar = 4095 kPa

**Tabel A.29** Neraca Gas Mol Absorber

Komponen	Aliran Masuk		Aliran Keluar	
	( 30 )		( 31 )	
	Fraksi Mol	Mol (kmol)	Fraksi Mol	Mol (kmol)
CH4	0,09	1056,92	0,13	1051,97
CO	0,16	1721,76	0,22	1718,05

CO2	0,27	2932,93	0,0006	4,99
H2	0,47	5166,1	0,64	5152,26
H2S	0,003	37,2	0	0,003
COS	0	0,22	0	0,22
N2	0,003	34,16	0,004	34,10
H2O	0,003	34,56	0,003	23,88
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
<b>Total arus</b>	<b>1</b>	<b>10983,84</b>	<b>1</b>	<b>7985,49</b>
<b>( 29 )</b>		<b>( 32 )</b>		
CH4	0	0	0,0001	4,93
CO	0	0	0,0001	3,70
CO2	5,72E-05	2,334	0,067	2930,26
H2	0	0	0,0003	13,8
H2S	5,87E-06	0,239	0,0009	37,44
COS	0	0	0	0
N2	0	0	0	0
H2O	0,86	35241,7	0,81	35252,37
C	0	0	0	0
O2	0	0	0	0
MDEA	0,1176	4795,92	0,11	4795,92
Piperazine	0,018	737,19	0,02	737,19
<b>Total</b>	<b>1</b>	<b>40777,39</b>	<b>1</b>	<b>43775,74</b>
<b>TOTAL</b>	<b>1</b>	<b>51761,23</b>	<b>1</b>	<b>51761,23</b>

**Tabel A.30 Solvent Inlet MDEA**

Compon ent	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
MDEA	0,1176	4795,92	11 9	571481,98	0,45
Piperazi ne	0,02	737,19	86	63500,02	0,05
C	0	0	12	0	0
CH4	0	0	16	0	0
CO	0	0	28	0	0
CO2	5,72E-05	2,3	44	102,71	0,0001
H2	0	0	2	0	0
H2S	5,87E-06	0,24	34	8,15	0
COS	0	0	60	0	0
N2	0	0	28	0	0
H2O	0,8642	35241,7	18	634882,81	0,49
O2	0	0	32	0	0
TOTAL	1	40777,39		1269975,4	1

Asumsi :

- 1) Gas hidrokarbon yang ikut terlarut dalam solvent MDEA : 0,11 % mol
- 2) Efisiensi Absorpsi 99,83%

Mol CO<sub>2</sub> pada Gas Inlet : 2935,26 Kmol

Efisiensi Absorpsi : 99,83%

$$\text{Mol CO}_2 \text{ pada Gas Outlet Amine Contactor} = (1-0,998)* \\ 2935,259 \text{ Kmol}$$

$$= 4,99$$

Mol CO<sub>2</sub> pada Solvent Outlet Amine Contactor =( 2935,259-4,99) Kmol

$$= 2930,27$$

Total CO<sub>2</sub> Outlet = 4,99 + 2930,267

$$= 2935,259 \text{ Kmol}$$

Gas Hidrokarbon yang terlarut dalam MDEA = 0,11 % = 12,0923

C	0,0000	Mole frac	:	0,0000	Kmol
CH4	0,1317	Mole frac	:	1051,971527	Kmol
CO	0,2151	Mole frac	:	1718,055959	Kmol
H2	0,6452	Mole frac	:	5152,266372	Kmol
H2S	0,0000	Mole frac	:	3,17E-03	Kmol
N2	0,0043	Mole frac	:	34,10313205	Kmol
COS	0,0000	Mole frac		0,210036473	Kmol

**Tabel A.31** Gas Outlet Amine Sweet Gas

Compon ent	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	12	0,000	0
CH4	0,13	1051,97	16	16876,67	0,22
CO	0,22	1718,05	28	48124,29	0,63
CO2	0,0006	4,99	44	219,68	0,003
H2	0,64	5152,26	2	10387	0,135
H2S	0	3,17E-03	34	0,11	0
COS	0	0,21	60	12,62	0,0002
N2	0,004	34,10	28	955,33	0,012
H2O	0,003	23,88	18	430,31	0,006
O2	0	0	32	0	0
Total	1	7985,49		77005,98	1,0000

**Tabel A.32** Gas Outlet Solvent Rich Amine

Compon ent	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	12	0	0
CH4	0,0001	4,934	16	79,169	0,00006
CO	0,00008	3,704	28	103,773	0,00007
CO2	0,067	2930,267	44	128960,193	0,092
H2	0,0003	13,8	2	27,894	0,00002
H2S	0,0009	37,439	34	1275,764	0,00091
COS	0	0,012	60	0,715	0
N2	0	0,055	28	1,543	0
H2O	0,805	35252,373	18	635075,059	0,453
O2	0	0	32	0	0
MDEA	0,109	4795,919	119	571481,812	0,408
pz	0,016	737,197	86	63499,93	0,045
Total	1	43775,74		1400505,85	1

**Tabel A.33** Neraca Massa Absorber

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
30		31	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16955,843	CH4	16876,67
CO	48228,068	CO	48124,295
CO2	129077,161	CO2	219,670

H2	10414,924	H2	10387
H2S	1267,721	H2S	0,11
COS	13,331	COS	12,62
N2	956,874	N2	955,331
H2O	622,560	H2O	430,31
C	0	C	0
<b>Total aliran 30</b>	<b>207536,420</b>	<b>Total aliran 31</b>	<b>77005,98</b>
<b>29</b>		<b>32</b>	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
MDEA	571481,985	MDEA	571481,812
Piperazine	63500,016	Piperazine	63499,930
C	0	C	0
CH4	0	CH4	79,168
CO	0	CO	103,773
CO2	102,712	CO2	128960,193
H2	0	H2	27,894
H2S	8,151	H2S	1275,764
COS	0	COS	0,715
N2	0	N2	1,543
H2O	634882,808	H2O	635075,058
O2	0	O2	0
<b>Total aliran 29</b>	<b>1269975,414</b>	<b>Total aliran 32</b>	<b>1400505,850</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>1477511,834</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>1477511,834</b>

### A.5 Desorber (D-320)

Desorber berfungsi sebagai alat regenerasi larutan MDEA yang melepaskan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Aliran masuk merupakan amine rich MDEA keluaran absorber dengan suhu aliran 99 °C. Kemudian aliran keluar atas merupakan gas buang berupa acid gas. Aliran keluar bawah merupakan aliran MDEA yang direcycle untuk masuk kembali kedalam absorber. Desorber ini dimodelkan dengan suhu operasi 99 °C dan tekanan operasi 2,9 bar.

**Tabel A.34 Inlet Amine Regenerator**

Compon ent	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	12	0	0
CH4	0,0001	4,939	16	79,2	0,0001
CO	0,0001	3,705	28	103,834	0,0001
CO2	0,067	2930,267	44	128960,193	0,0921
H2	0,0003	13,836	2	27,894	0,0000
H2S	0,0009	37,439	34	1275,764	0,0009
COS	0	0	60	0	0
N2	0	0	28	0	0
H2O	0,805	35252,3739	18	635075,058	0,4535
O2	0	0	32	0	0
MDEA	0,109	4795,9197	11 9	571481,812	0,408
Piperazi ne	0,017	737,1978	86	63499,930	0,045
TOTAL	1	43775,7405		1400505,85 0	1

Asumsi :

1. Light Key : CO<sub>2</sub> dan Heavy Key : H<sub>2</sub>O
2. Recovery CO<sub>2</sub> Overhead (rL,D) : 99,9%

3. Recovery H<sub>2</sub>O Bottom (r<sub>H,B</sub>) : 93,6 %
4. Relative Volatility Konstan

**Table A.35** Data Relative Volatility (Dari Hysys)

Component	$\alpha_{ij}$
CO <sub>2</sub>	275,155
H <sub>2</sub> O	1
MDEA	0
Piperazine	0

Relative Volatility Light Key to Heavy Key ( $\alpha_{LH}$ ) : 275,155

1. Menghitung Nmin (jumlah stage minimum) Robin Smith pers. 9.39 :

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{r_{L,D}}{1 - r_{L,D}} \cdot \frac{r_{H,B}}{1 - r_{H,B}} \right]}{\log \alpha_{LH}} \quad (51)$$

Diperoleh Nmin = 1,7476

2. Menghitung dH/bH dengan komponen Heavy Key sebagai reference

$$\frac{d_H}{b_H} = \frac{f_H(1 - r_{H,B})}{f_H r_{H,B}} = \frac{1 - r_{H,B}}{r_{H,B}}$$

Diperoleh dH/bH = 0,068376068

3. Menghitung di (mol komponen pada overhead) dan bi (mol komponen pada bottom) untuk setiap komponen

$$d_i = \frac{\alpha_{ij}^{N_{min}} f_i \left( \frac{d_j}{b_j} \right)}{1 + \alpha_{ij}^{N_{min}} \left( \frac{d_j}{b_j} \right)}$$

Perhitungan untuk Komponen CO<sub>2</sub>:

$$\alpha_{ij} : 275,155$$

$$N_{min} : 1,748$$

$$f_i : 2930,267$$

$$d_j/b_j : 0,068$$

$$\text{Diperoleh } d_i = 2927,933 \text{ Kmol}$$

$$b_i = f_i - d_i = 2,334 \text{ Kmol}$$

Dengan cara yang sama, dilakukan perhitungan untuk komponen lainnya. Hasil Perhitungan dapat dilihat pada Tabel berikut:

**Tabel A. 36** Hasil Perhitungan desorber

Compon ent	d <sub>i</sub> (Kmol)	Mole Frac Overhead	b <sub>i</sub> (Kmol)	Mole Frac Bottom
CH4	4,935	0,00014	0	0
CO	3,705	0,0001	0	0
CO2	2927,933	0,081	2,334	0,0003
H2	13,836	0,0004	0	0
H2S	37,197	0,001	0,242	0,00003
COS	0,012	0	0	0
N2	0,055	1,53061E-06	0	0

H2O	33004,0 54	0,916	2248,3 19	0,289
O2	0	0	0	0
MDEA	0	0	4795,9 19	0,616
Piperazine	0	0	737,19 8	0,095
TOTAL	35991,7 27	1	7780	1

Compon ent	Aliran Masuk ( 34 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	12	0	0
CH4	0,0001	4,935	16	79,2	0,0001
CO	0,0001	3,705	28	103,8	0,0001
CO2	0,067	2930,267	44	128960,193	0,092
H2	0,0003	13,836	2	27,894	0
H2S	0,0009	37,439	34	1275,764	0,001
COS	0,0000	0,012	60	0,715	0
N2	0,0000	0,055	28	1,543	0
H2O	0,805	35252,374	18	635075,058	0,454
O2	0	0	32	0	0
MDEA	0,109	4795,919	11 9	571481,812	0,408
Piperazine	0,017	737,198	86	63499,930	0,045
TOTAL	1	43775,741		1400505,85 0	1

**Tabel A. 37** Neraca Massa desorber

Compon ent	Aliran Keluar ( 35 )			Aliran Keluar ( 40 )	
	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
CH4	16	79,168	0,0001	0,00	0
CO	28	103,773	0,0001	0,00	0
CO2	44	128857,46	0,178	102,73	0
H2	2	27,894	0	0,00	0
H2S	34	1267,509	0,002	8,25	0
COS	60	0,715	0	0,00	0
N2	28	1,543	0	0,00	0
H2O	18	594571,357	0,82	40503,70	0,06
O2	32	0	0	0,00	0
MDEA	119	0	0	571481,81	0,846
Piperazi ne	86	0	0	63499,93	0,094
TOTAL		724909,419	1	675596,4	1
TOTAL OUTPUT					1400505,850

Neraca Massa Desorber

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
34		35	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	79,2	CH4	79,168
CO	103,8	CO	103,773
CO2	128960,193	CO2	128857,460
H2	27,894	H2	27,894

H2S	1275,764	H2S	1267,509
COS	0,715	COS	0,715
N2	1,543	N2	1,543
H2O	635075,058	H2O	594571,357
O2	0	C	0
MDEA	571481,812	<b>Total aliran 35</b>	724909,419
Piperazine	63499,930	<b>36</b>	
<b>Total Aliran 34</b>	1400505,850	<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
		CH4	0
		CO	0
		CO2	102,733
		H2	0
		H2S	8,254
		COS	0
		N2	0
		H2O	40503,701
		MDEA	571481,812
		Piperazine	63499,930
		<b>Total aliran 36</b>	675596,431
<b>Total aliran masuk</b>	1400505,850	<b>Total aliran keluar</b>	1400505,850

## A.6 Mixing point 2

Pada mixing point 2 input berasal dari output desorber + Make up Water, MDEA, dan piperazine, sebelum pompa yang akan dialirkan ke input absorber bagian atas.

**Tabel A.38** Neraca Massa Mixing point 2

B M	Komponen	Massa				
		Aliran Masuk				Aliran Keluar
		( 41 )	( 42 )	( 23 )	( 19 )	( 43 )
11 9	MDEA	571481, 8	0	0	0, 2	571482
86	Piperazine	63499,9	0	0,086	0	63500
60	COS	0	0	0	0	0
34	H2S	8,3	0	0	0	8,3
44	CO2	102,7	0	0	0	102,7
18	H2O	40503,7	594384, 9	0	0	634888,6
28	CO	0	0	0	0	0
2	H2	0	0	0	0	0
16	CH4	0	0	0	0	0
32	O2	0	0	0	0	0
28	N2	0	0	0	0	0
<b>TOTAL</b>		<b>675596, 4</b>	<b>594385, 2</b>	<b>0,085 6</b>	<b>0, 2</b>	<b>1269981,6</b>
<b>1269981,6</b>						

### A.7 Mixing point 3

Pada metanator 1 input berasal dari output absorber + recycle. Adapun alasan metanator menggunakan recycle dikarenakan sesuai dengan teknologi yang digunakan untuk metanator yaitu teknologi TREMP.

**Tabel A.39** Aliran massa masuk methanator 1 (mixing point 3)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
<b>52</b>		<b>54</b>	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	16876,67	CH4	58260,89
CO	48124,295	CO	53471,43
CO2	219,679	CO2	417,267
H2	10387	H2	11533,92
H2O	430,312	H2O	28389,2
H2S	0,1	H2S	0,206
N2	955,331	N2	1910,662
COS	12,62	COS	25,234
O2	0	O2	0
<b>Total aliran 41</b>	<b>77005,9</b>	<b>Total aliran 43</b>	<b>154008,8</b>
<b>53 (Recycle)</b>			
Komponen	Massa (kg)		
CH4	41384,213		
CO	5347,1		
CO2	197,6		
H2	1147,0		
H2O	27958,92		
H2S	0,1		

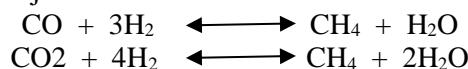
N2	955,33		
COS	12,6		
O2	0		
<b>Total aliran 42</b>	<b>77005,9</b>		
<b>Total aliran masuk</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>154008,8</b>

### A.8 Methanator 1 (R-410)

Kondisi Operasi : T = 300°C

P = 30 bar

Reaksi yang terjadi :



**Table A.40 Gas Inlet Matanator 1**

Compone nt	Aliran Masuk ( 54 )			
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0
CH4	0,281	3631,6	58260,9	0,378
CO	0,148	1909,0	53471,4	0,347
CO2	0,0007	9,5	417,3	0,003
H2	0,443	5721,2	11533,9	0,075
H2S	0	0,0	0,2	0
COS	0	0,4	25,2	0,0002
N2	0,005	68,2	1910,7	0,012
H2O	0,122	1575,9	28389,2	0,184

O2	0	0,0	0	0
Total	1	12915,68	154008,8	1

Konvers

i: :0,  
Co 8

	CO	+ 3H2	CH4	H2O
Mula	1908,95	5721,19		
"	1	1		
Reaks	1527,16	4581,48	1527,16	1527,
i	1	2	1	2
		1139,70	1527,16	1527,
Sisa	381,790	9	1	2

Konversi

: :0,0  
CO 5

	CO2	+ 4H2	CH4	2H2	O
Mula"	9,481	5721,191			
Reaks			0,47		
i	0,474	1,896	4	0,948	
			0,47		
Sisa	9,007	5719,295	4	0,948	

**Tabel A.41** Neraca massa Keluar methanator 1

Compon ent	Aliran Keluar ( 55 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0
CH4	0,523	5159,2	16	82768,6	0,537

CO	0,039	381,8	28	10694,3	0,069
CO2	0,0009	9,0	44	396,4	0,003
H2	0,115	1137,8	2	2293,8	0,015
H2S	0	0,0	34	0,2	0
COS	0	0,4	60	25,2	0,0002
N2	0,007	68,2	28	1910,7	0,012
H2O	0,315	3104,0	18	55918,3	0,363
O2	0	0,0	32	0,0	0
Total	1	9860,4		154008,8	1

### A.9 Tee Methanator 2

Aliran keluaran dari reaktor methansi 1 di bagi menjadi dua bagian untuk direcycle. Perbandingan aliran atas dan bawah adalah masing masing 50%.

Tabel A.42 Neraca Massa TEE

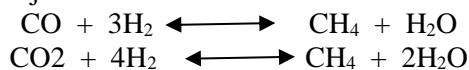
Aliran Masuk		Aliran keluar	
55		57	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
CH4	82768,6	CH4	41384,289
CO	10694,3	CO	5347,143
CO2	396,4	CO2	198,202
H2	2293,8	H2	1146,915
H2O	55918,3	H2O	27959,133
H2S	0,2	H2S	0,103
N2	1910,7	N2	955,331
COS	25,2	COS	12,617

O2	0,0	O2	0,000
<b>Total aliran 55</b>	154008,8	<b>Total aliran 57</b>	<b>77004,4</b>
<b>58</b>			
		<b>Komponen</b>	<b>Massa (kg)</b>
		CH4	41384,3
		CO	5347,1
		CO2	198,2
		H2	1146,9
		H2O	27959,1
		H2S	0,1
		N2	955,3
		COS	12,6
		O2	0
		<b>Total aliran 58</b>	<b>77004,4</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>154008,8</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>154008,8</b>

### A.10 Methanator 2 (R-420)

Kondisi Operasi : T = 300°C  
P = 30 bar

Reaksi yang terjadi :



**Tabel A.43** Gas Inlet Methanator 2

Compon ent	Aliran Masuk ( 60 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	B M	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0
CH4	0,523	2579,601	16	40290,192	0,523
CO	0,039	190,895	28	2981,546	0,039
CO2	0,0009	4,504	44	70,341	0,0009
H2	0,115	568,906	2	8885,617	0,115
H2S	0	0,003	34	0,047	0
COS	0	0,210	60	3,281	0
N2	0,007	34,103	28	532,649	0,007
H2O	0,315	1551,983	18	24240,062	0,315
O2	0	0,000	32	0	0
Total	1	4930,21		77004,4	1

Konversi CO : 0,8

CO	+	3H2	$\leftarrow$	CH4	+	H2O
190,895		568,906				
152,716		458,148		152,716		152,716
38,179		110,758		152,716		152,716

Konversi CO2 0,05

CO2	+	4H2	$\leftarrow$	CH4	+	2H2O
4,504		568,906				
0,225		0,9		0,225		0,450
4,278		568,006		0,225		0,450

**Table A.44** Neraca Massa Outlet

Compo nent	Aliran Keluar ( 61 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0
CH4	0	2732,543	16	43837,91	0,569
CO	0,523	38,179	28	1069,429	0,014
CO2	0,039	4,278	44	188,292	0,002
H2	0,0009	109,858	2	221,5	0,003
H2S	0,115	0,003	34,0 76	0,10	0
COS	0	0,21	60,0 69	12,62	0,0002
N2	0	34,103	28,0 13	955,331	0,012
H2O	0,007	1705,150	18,0 15	30718,44	0,399
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4624,32		77004,4	1

### A.11 Methanator 3 (R-430)

Kondisi Operasi : T = 300°C

P = 30 bar

Reaksi yang terjadi :



**Tabel A.45** Neraca Inlet methanator 3

Compo nent	Aliran Masuk ( 64 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac
C	0	0	0	0	0

CH4	0	2732,543	16	43837,91	0,569
CO	0,523	38,179	28	1069,429	0,014
CO2	0,039	4,278	44	188,292	0,002
H2	0,001	109,858	2	221,5	0,003
H2S	0,115	0,003	34	0,10	0
COS	0	0,21	60	12,62	0,0002
N2	0	34,103	28	955,331	0,012
H2O	0,007	1705,150	18,0 15	30718,44	0,399
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4624,32		77004,4	1

Konversi C : 0,8

CO	+	3H2	$\longleftrightarrow$	CH4	+	H2O
38,179						
30,543		91,629		30,543		30,543
7,636		91,629		30,543		30,543

Konversi CO2 0,05

CO2	+	4H2	$\longleftrightarrow$	CH4	+	2H2O
4,278		109,858				
0,214		0,856		0,214		0,428
4,064		109,002		0,214		0,428

**Tabel A.46** Neraca massa Outlet

Compo nent	Aliran Keluar ( 65 )				
	Mole Frac	Mole Flow (Kmol)	BM	Mass Flow (Kg)	Mass Frac

C	0	0	0	0	0
CH4	0,606	2763,3	16	44331,3	0,576
CO	0,002	7,6	28	213,9	0,003
CO2	0,001	4,1	44	178,9	0,002
H2	0,004	17,4	2	35	0,001
H2S	0	0	34	0	0
	0	0,2	60,0 69	12,6	0,0002
COS	0,008	34,1	28	955,3	0,012
N2	0,381	1736,1	18	31276,4	0,406
O2	0	0	32	0	0
Total	1	4562,81		77004,4	1

### A.12 Separator (H-323)

Separator ini berfungsi untuk memisahkan air yang terbentuk dari reaktor metanasi. Setelah keluar dari separator , syngas terbentuk dalam dua fasa yaitu vapor dan liquid sehingga perlu dipisahkan menggunakan flash drum. Alat ini beroperasi pada tekanan 29,97 bar dan suhu 40 °C

Perhitungan berdasarkan Flash Calculation Van Ness 5th edition hal 456

- 1) Menghitung mole fraksi tiap komponen ( $z_i$ ) yang masuk Flash Drum I

Komponen	kg	kgmol	$z_i$
CH4	44331,3	2763,3	0,606
CO	213,9	7,6	0,002
CO2	178,9	4,1	0,001
H2	35	17,4	0,004
H2S	0	0	0

COS	12,6	0,2	0,0000
N2	955,3	34,1	0,008
H2O	31276,4	1736,1	0,381
O2	0	0	0
Total	77004,4	4562,81	1

- 2) Dengan menggunakan Persamaan Antoine, didapatkan tekanan uap komponen murni pada 40°C (Psat)

Komponen	a	b	C	d	e	f
C	22,638	-64033	0	-0,335	3,00996E-24	6
CH4	31,35	-1308	0	-3,261	-3,7247E-09	2
CO	41,66	-1110	0	-5,455	0,00008638	2
CO2	133,6	-4735	0	-21,27	0,04091	1
H2	9,183	-107,929	0	0,164	0,00060218	2
H2S	78,68	-3840	0	-11,2	0,01885	1
COS	50,682	-3360,75	0	-5,832	1,09402E-05	2
N2	35,41	-966,2	0	-4,318	0,00007932	2
H2O	65,93	-7228	0	-7,177	0,000004031	2
O2	31,23	-1090	0	-3,301	0,00004057	2

- 3) Dengan menggunakan persamaan :

$$\ln P_i^{sat} = a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^{f_i}$$

Kondisi Operasi:

$$T = 40^\circ\text{C} = 313,15^\circ\text{K}$$

$$P = 29,86 \text{ bar} = 2986 \text{ kPa}$$

4) Menghitung Ki masing-masing komponen dengan persamaan :

$$K_i = \frac{1}{P} \exp \left[ a_i + \frac{b_i}{(T + c_i)} + d_i \ln T + e_i T^f \right]$$

Komponen	Ln Psat	Psat
C	-183,765	1,555E-80
CH4	8,433	4595,3109
CO	15,238	4147001,391
CO2	9,058	8591,121
H2	68,833	7,827E+29
H2S	7,957	2857,041
COS	7,507	1821,485
N2	15,289	4363366,633
H2O	1,999	7,387
O2	12,759	347268,816

5) Substitusi nilai yang telah diketahui ke dalam persamaan 4.55 Robin Smith

Komponen	Ki
C	5,243E-84
CH4	1,549
CO	1398,403
CO2	2,897
H2	2,639E+26
H2S	0,963
COS	0,614
N2	1471,363
H2O	0,002
O2	117,102

$$\sum_i^{NC} \frac{Z_i(K_i - 1)}{\frac{V}{F}(K_i - 1) + 1} = 0$$

Trial nilai V/F dengan menggunakan goal seek, didapatkan

$$V/F = 0,114$$

$$V = 45746,8$$

Sehingga

didapatkan harga L, dimana :

$$L = F - V$$

$$= 31137,1 \text{ kgmol}$$

6) Didapatkan harga yi dan xi :

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

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

Komponen	y <sub>i</sub>	x <sub>i</sub>
CH4	0,975	3,39E-07
CO	0,003	1,60E-07
CO2	0,001	1,29E-05
H2	0,006	3,17E-07
H2S	1,05E-06	2,97E-08
COS	7,40E-05	8,68E-08
N2	0,012	3,55E-06
H2O	0,003	0,99
O2	0	0
Total	1	1

7) Komposisi top dan bottom produk masing-masing komponen :

Komponen	Top Produk		Bottom Product	
	Kmol	kg	kmol	Kg
CH4	2763,3	44212,8	5,86E-04	9,38E-03
CO	7,63	213,8	2,77E-04	7,75E-03
CO2	4,04	177,8	2,23E-02	9,81E-01
H2	17,37	34,7	5,49E-04	1,10E-03
H2S	0,003	0,1	5,13E-05	1,74E-03
COS	0,209	12,6	1,50E-04	9,01E-03
N2	34,09	954,7	6,14E-03	1,72E-01
H2O	7,79	140,3	1,73E+03	3,11E+04
O2	0	0	0	0
Total	2834,45	45746,8	1728,35	31137,1

**Tabel A.47** Neraca Massa Separator

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
68		69	
Komponen	Massa (Kg)	Komponen	Massa (Kg)
CH4	44331,3	CH4	44212,8
CO	213,9	CO	213,8
CO2	178,9	CO2	177,8
H2	35,0	H2	34,7
H2O	0,1	H2O	140,3
H2S	12,6	H2S	0,1
N2	955,3	N2	954,7

COS	31276,4	COS	12,6
O2	0,0	O2	0
<b>Total aliran 68</b>	77004,4	<b>Total aliran 68</b>	<b>45746,8</b>
<b>70</b>			
		Komponen	Massa (Kg)
		CH4	9,38E-03
		CO	7,75E-03
		CO2	9,81E-01
		H2	1,10E-03
		H2O	3,11E+04
		H2S	1,74E-03
		N2	1,72E-01
		COS	9,01E-03
		O2	0
		<b>Total aliran 70</b>	<b>31137,1</b>
<b>Total aliran masuk</b>	<b>77004,4</b>	<b>Total aliran keluar</b>	<b>77004,4</b>

## APPENDIKS B

### PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Kapasitas batubara masuk	= 792.000 ton/tahun
	= 100 ton/jam
	= 100.000 kg/jam
Basis	= 1 jam operasi
R	= 8,314 kJ/kmol K
Reference	: Unsur
	To = 25°C
	Po = 1 atm

Perhitungan enthalpi ditambahkan dengan  $\Delta H_f$

Dalam penggerjaan Pra Desain Pabrik Substitute Natural Gas dari Low Rank Coal ini, neraca energi dihitung dengan menggunakan software Aspen HYSYS version 10.

*Fluid package* yang digunakan adalah **peng-robinson** sebagai *fluid package* utama dan **acid gas-chemical solvent** package untuk CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S removal. Dalam Aspen HYSYS *fluid package* berfungsi sebagai dasar perhitungan untuk termodinamika (berupa data-data seperti *molar enthalpy*, *molar entropy*, *standard ideal liquid volume flow*, dan lain-lain) juga untuk menghitung tekanan, suhu, dan lain-lain.

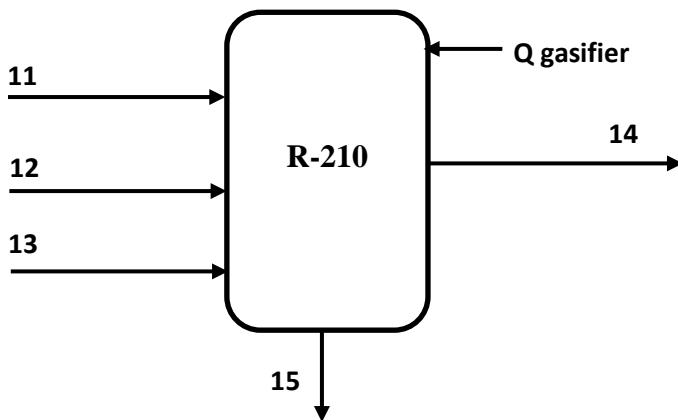
#### Perhitungan neraca energi

Input - Output + Generasi - Konsumsi = Akumulasi

$$\Delta \left( H + \frac{1}{2} u^2 + z \cdot g \right) = Q + Ws$$

..... (2.30) Smith Van Ness

### B.1. Gasifier (R-210)



Aliran <11> adalah feed batu bara *low rank coal* yang akan bereaksi dengan *steam* masuk aliran <12> dan *oxygen* masuk aliran <13>. Kemudian akan terjadi gasifikasi batu bara membentuk *syngas* pada aliran <14> dengan suhu 600°C dan tekanan 30 bar. Lalu sisa sisa gasifikasi seperti abu/*ash* akan keluar melalui aliran <15>.

Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{11} + H_{12} + H_{13} + Q_{\text{gasifier}} = H_{14} + H_{15}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

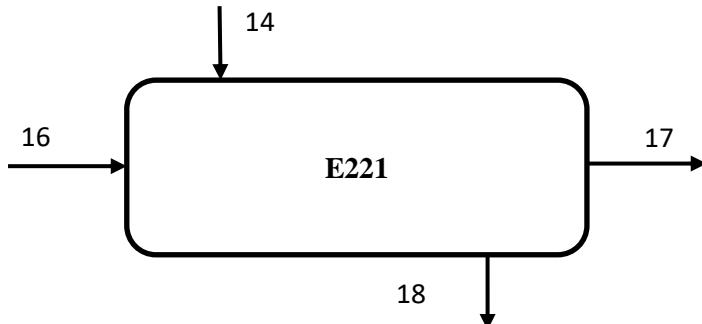
Tabel B.1 Neraca Energi Gasifier (R-210)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>11</sub>	-213106295,36	H <sub>14</sub>	-1114866716,31
H <sub>12</sub>	6885176,47	H <sub>15</sub>	396622,75
H <sub>13</sub>	-1082651275,09		
Q <sub>gasifier</sub>	174402300,42		

Total	-1114470093,56	Total	-1114470093,56
-------	----------------	-------	----------------

## B.2 Syngas Cooler (E-221)

Pada aliran <14> keluaran Gasifier perlu adanya penurunan



suhu untuk masuk ke reaktor WGS dan COS Hidrolisis. Hal ini dilakukan dengan pertukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <18> sebesar 200°C dengan tekanan 29,91 bar. Syngas didinginkan dengan cooling water <16> dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

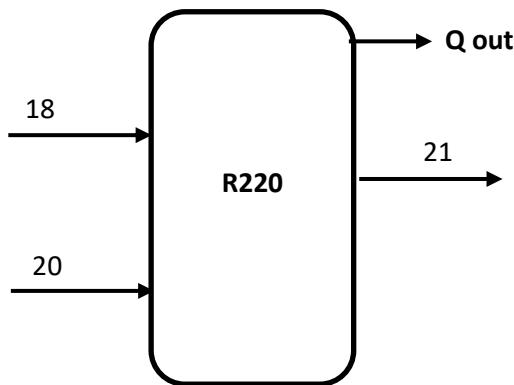
$$H_{14} + H_{16} = H_{17} + H_{18}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.2 Neraca Energi Cooler (E-221)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>14</sub>	-1114866716,31	H <sub>17</sub>	-23116205814,31
H <sub>16</sub>	-23274220890,26	H <sub>18</sub>	-1272881792,26
Total	-24389087606,57	Total	-24389087606,57

### B.3 Reaktor WGS dan COS Hidolisis (R-220)



Aliran <18> adalah *syngas* dengan suhu 200°C dan tekanan 29,91 bar. Akan ditambahkan H<sub>2</sub>O aliran <20> dengan suhu 200 °C dan tekanan 30 bar yang akan digunakan untuk reaksi WGS dan hidrolisis COS. Kemudian gas keluaran reaktor aliran <21> mempunyai suhu 200°C dan tekanan 29,91 bar .

Persamaan neraca energinya adalah

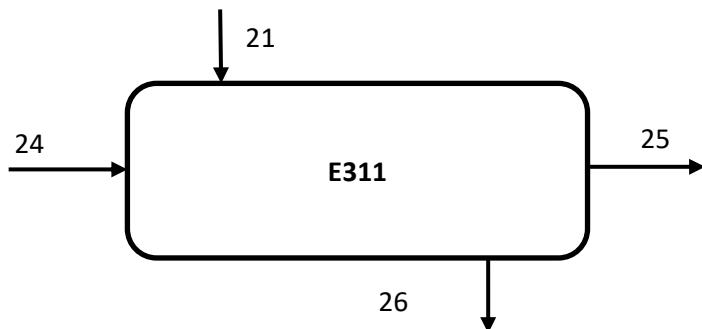
$$H_{18} + H_{20} = H_{21} + Q_{out}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.3 Neraca Energi Water Gas Shift Reactor (R-220)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>18</sub>	-1272881792,26	H <sub>21</sub>	-1371945211,77
H <sub>20</sub>	-62358166,88	Q <sub>out</sub>	36705252,63
Total	-1335239959,14	Total	-1335239959,14

#### B.4 Syngas Cooler (E-311)



Pada aliran <21> keluaran reaktor WGS dan COS Hidrolisis perlu adanya penurunan suhu untuk masuk ke tahap berikutnya. Hal ini dilakukan dengan penukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <26> sebesar 40°C dan tekanan 29,86 bar. Syngas didinginkan dengan cooling water <24> dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

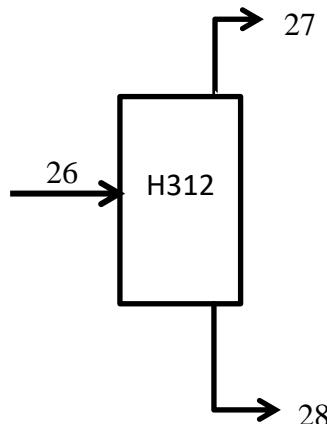
$$H_{21} + H_{24} = H_{25} + H_{26}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.4 Neraca Energi Cooler (E-311)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>21</sub>	-1371945211,77	H <sub>26</sub>	-1432212992,74
H <sub>24</sub>	-14803849195,53	H <sub>25</sub>	-14743581414,56
Total	-16175794407,30	Total	-16175794407,30

## B.5 Separator (H-312)



Aliran <26> pada suhu 40 °C dan tekanan 29,86 bar merupakan syngas yang masih mengandung sejumlah  $H_2O$  yang harus dihilangkan sebelum masuk ketahap berikutnya. Proses pemisahan dilakukan dengan separator sehingga terpisah menjadi aliran <27> merupakan syngas yang akan di proses ditahap berikutnya dan aliran <28> sebagian besar  $H_2O$  yang terbuang. Proses di separator berlangsung pada suhu 40 °C dan tekanan 29,86 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{26} = H_{27} + H_{28}$$

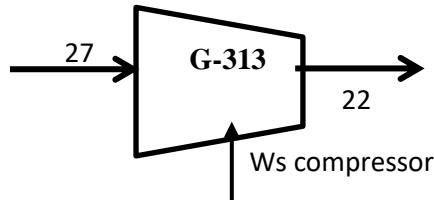
Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.5 Neraca Energi Separator (H-312)

Aliran Masuk (kJ)	Aliran Keluar (kJ)	
$H_{26}$	-1432212992,74	$H_{27}$

		H <sub>28</sub>	-1248353,20
Total	-1432212992,74	Total	-1432212992,74

## B.6 Kompressor (G-313)



Aliran <27> merupakan syngas pada suhu 40 °C dan tekanan 29,86 C yang akan melewati kompressor mengalami kenaikan tekanan dan suhu sehingga pada aliran <22> syngas pada suhu 75,56 °C dan tekanan 41 bar.

Bila kompressor diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti kompressor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $S_{27} = S'_{22}$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = So^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{To} - R \ln \frac{P}{Po} + S^R$$

Dimana :  $So^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d\ln\alpha(Tr)}{d\ln Tr} qI$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{To} - \ln \frac{P}{Po}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[ BT_o + \left( C T o^2 + \frac{D}{\tau^2 T o^2} \right) \left( \frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left( \frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Dari nilai  $S_{27}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T_{22}$  dapat dicari menggunakan persamaan(6.65) dan (5.18) Smith Van Ness sed dengan cara goal seek. Menggunakan hysys didapatkan  $T_{22} = 75,56^{\circ}\text{C}$

Persamaan neraca energinya adalah

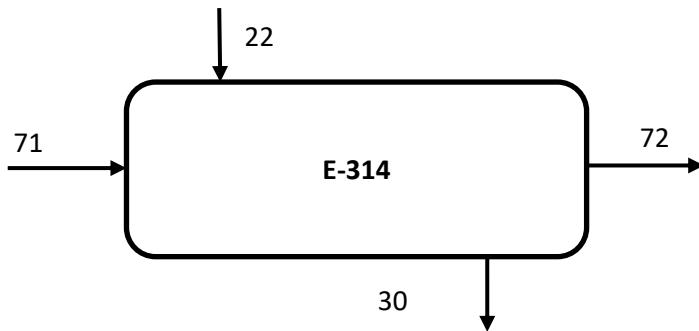
$$H_{27} + W_{\text{compresor}} = H_{22}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.6 Neraca Energi Kompresor (G-313)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{27}$	-	$H_{22}$	-
$W_{\text{compresor}}$	1430964639,54	12418590,15	1418546049,39
Total	-	Total	1418546049,39

### B.7 Cooler (E-314)



Aliran <22> syngas pada suhu  $75,56^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 41 bar perlu didinginkan untuk memenuhi kondisi operasi pada absorber yaitu aliran <30> syngas dengan suhu  $40^{\circ}\text{C}$  pada tekanan 40,56

bar. Media pendingin menggunakan *cooling water* pada suhu 25°C dan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

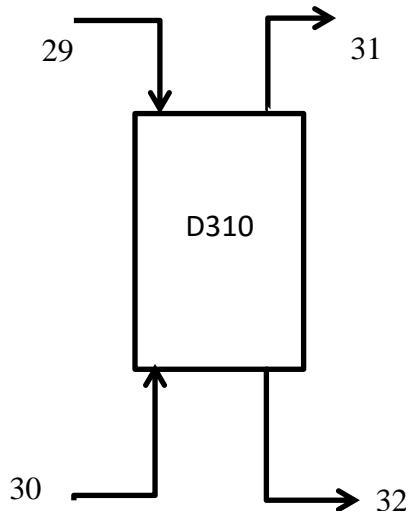
$$H_{22} + H_{71} = H_{30} + H_{72}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.7 Neraca Energi Cooler (E-314)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>22</sub>	-1418546049,39	H <sub>30</sub>	-1432164972,52
H <sub>71</sub>	-3345113284,10	H <sub>72</sub>	-3331494360,97
Total	-4763659333,49	Total	-4763659333,49

### B.8 Absorber (D-310)



Aliran <30> adalah *syngas* yang mengandung H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yg melimpah dengan suhu 40°C dan tekanan 40,56 bar. Kemudian akan diserap oleh MDEA aliran <29> dengan suhu 49°C dan tekanan 40,16 bar. Sehingga *syngas* yang keluar melalui aliran <31> bebas H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dengan suhu 49,47 °C dan tekanan 40 bar. Sedangkan aliran <32> adalah *rich amine* yaitu amine yang mengandung H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang akan diregenerasi dengan suhu 93,25 °C dan tekanan 40,5 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

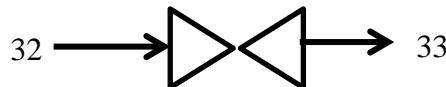
$$H_{29} + H_{30} = H_{31} + H_{32}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.8 Neraca Energi Absorber (D-310)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>30</sub>	-1432164972,53	H <sub>31</sub>	-271372803,60
H <sub>29</sub>	-12255055130,72	H <sub>32</sub>	-13415847299,65
Total	-13687220103,25	Total	-13687220103,25

### B.9 Valve (K-321)



Aliran <32> yang merupakan rich amine pada suhu 93,25 °C dan tekanan 40,5 bar perlu diturunkan tekanannya sehingga harus dilewatkan valve. Aliran <33> merupakan aliran output rich amine dari valve dengan suhu 83,89 °C dan tekanan 3 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

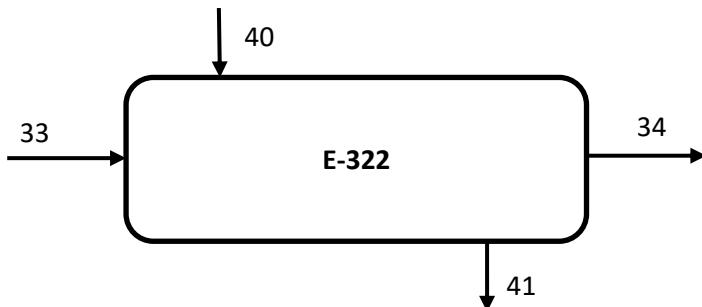
$$H_{32} = H_{33}$$

Energi balance pada alat ini adalah

Tabel B.9 Neraca Energi Valve (K-321)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>32</sub>	-1,34158E+10	H33	-1,34158E+10
Total	-1,34158E+10	Total	-1,34158E+10

### B.10 Heat Exchanger (E-322)



Pada aliran <33> rich amine keluaran valve perlu dinaikkan suhu untuk memenuhi kondisi operasi pada regenerator. Hal ini dilakukan dengan penukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <34> sebesar 99 °C dengan tekanan 2,97 bar. Syngas dipanaskan dengan amine aliran keluaran regenerator dengan suhu 166,50 °C dan tekanan 2,05 bar serta suhu regenerasi amine adalah 104,1 °C dan tekanan 1,77 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

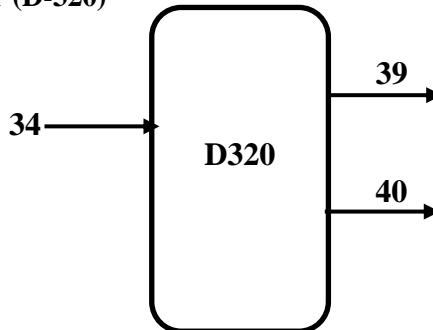
$$\Delta H_{33} + \Delta H_{40} = \Delta H_{34} + \Delta H_{41}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.10 Neraca Energi Heat Exchanger (E-322)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>33</sub>	-13415847302,36	H <sub>34</sub>	-13290182929,53
H <sub>40</sub>	-2603437233,86	H <sub>41</sub>	-2729101606,69
Total	-16019284536,22	Total	-16019284536,22

B.11 Desorber (D-320)



Aliran <34> adalah *rich amine* dengan suhu 99°C dan tekanan 2,97 bar yang akan diregenerasi dalam desorber. Aliran <39> merupakan gas buang dengan suhu 117,51°C dan tekanan 2 bar, sedangkan aliran <40> adalah *lean amine* dengan suhu 166,5 °C dan tekanan 2,05 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{34} + Q \text{ reboiler} = H_{39} + H_{40} + Q \text{ condensor}$$

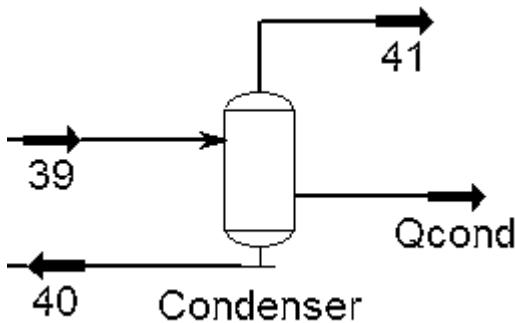
Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.11 Neraca Energi Desorber (D-320)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>34</sub>	-	H <sub>39</sub>	-
	13290182929,52		9024723976,67

Q reboiler	5986066654,39	H <sub>40</sub>	- 2603437233,86
		Q condensor	4324044935, 32
Total	- 7304116275,21	Total	- 7304116275,21

### B.12 Condenser (E-323)



Aliran <35> adalah *rich amine* dengan suhu 120°C dan tekanan 2 bar. Aliran <39> merupakan gas yang akan dibuang dengan suhu 118°C dan tekanan 2 bar, sedangkan aliran <38> adalah H<sub>2</sub>O yang dikembalikan ke dalam desorber dengan suhu 118°C dan tekanan 2 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

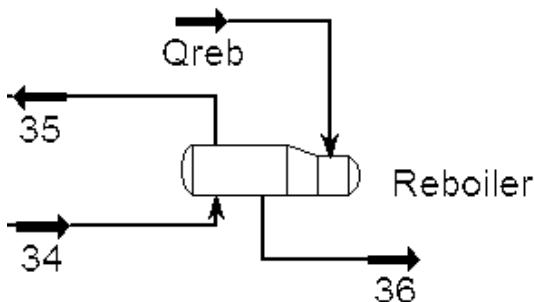
$$H_{35} = H_{38} + H_{39} + Q_{\text{condensor}}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.12 Neraca Energi Condenser (E-323)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>35</sub>	-34800559055,7	H <sub>38</sub>	-30099880013,7
		H <sub>39</sub>	-9024723977,7
		Q <sub>cond</sub>	4324044935,3
Total	-34800559055,7	Total	-34800559055,7

### B.13 Reboiler (E-324)



Aliran <34> adalah *lean amine* dengan suhu 112°C dan tekanan 2,05 bar. Aliran <37> dengan suhu 166°C dan tekanan 2,05 bar, sedangkan aliran <40> adalah *lean amine* yang akan digunakan kembali dalam absorber dengan suhu 166°C dan tekanan 2,05 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

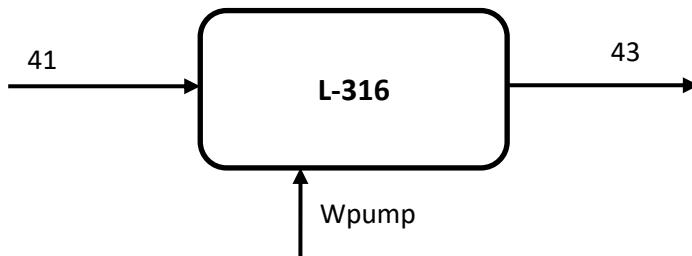
$$H_{36} + Q_{reb} = H_{37} + H_{40}$$

Energi balance pada alat ini adalah:

Tabel B.13 Neraca Energi Reboiler (E-324)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>36</sub>	-41368658390,4	H <sub>37</sub>	-32779154502,2
Q <sub>reb</sub>	5986066654,3	H <sub>40</sub>	-2603437234,9
Total	-35382591736,1	Total	-35382591736,1

#### B.14 Pompa MDEA (L-316)



Aliran <41> adalah lean amine yang telah diregenerasi dengan suhu 116 °C dan tekanan 1,77 bar. Kemudian akan dipompa kembali ke absorber dengan suhu 117 °C dan tekanan 40,5 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

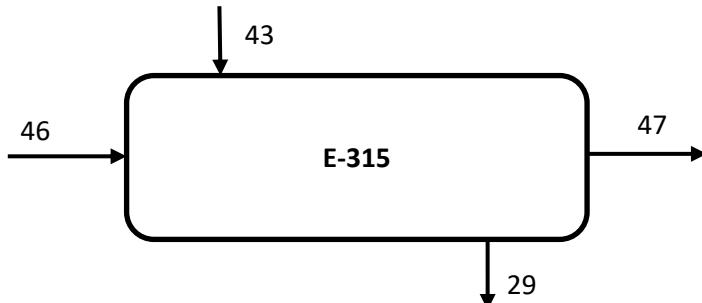
$$H_{41} + W_{\text{pump}} = H_{43}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.14 Neraca Energi Pompa MDEA (L-316)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>41</sub>	-11961859442	H <sub>43</sub>	-11955161879,6
W <sub>pump</sub>	6697563,4		
Total	-11955161879,6	Total	-11955161879,6

### B.15 Cooler MDEA (E-315)



Aliran <43> merupakan recycle MDEA yang akan diumpaknkan ke absorber, untuk memenuhi kondisi operasi pada absorber maka MDEA perlu didiginkan dengan aliran <46> cooling water pada suhu 25 C sehingga aliran <29> akan diumpakan ke absorber pada suhu 44 C dan tekanan 44,46 bar

Persamaan neraca energinya adalah

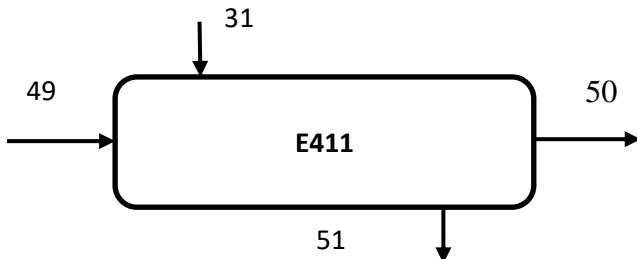
$$H_{43} + H_{46} = H_{29} + H_{47}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.15 Neraca Energi Cooler (E-315)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>43</sub>	-11955161879,6	H <sub>29</sub>	-12255055131,7
H <sub>46</sub>	-73818749514,7	H <sub>47</sub>	-73518856262,6
Total	-85773911393,3	Total	-85773911393,3

### B.16 Heater SNG (E-411)



Pada aliran <31> *syngas* keluaran Absorber perlu adanya penaikan suhu untuk masuk ke tahap berikutnya. Hal ini dilakukan dengan penukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <51> sebesar  $332^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 30 bar. *Syngas* dipanaskan dengan Steam <49> dengan suhu  $337,8^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 143,6 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

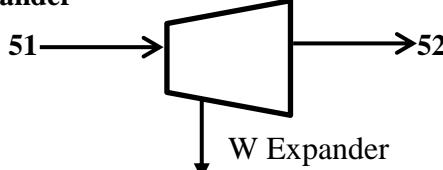
$$H_{31} + H_{48} = H_{51} + H_{50}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.16 Neraca Energi Heater (E-411)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
$H_{49}$	-892198796,7	$H_{50}$	-963154501,8
$H_{31}$	-271372803,6	$H_{51}$	-200417098,6
Total	-1163571600,3	Total	-1163571600,3

### B.17 Expander



Aliran <51> merupakan syngas yang akan dimetanasi pada suhu 332 C dan tekanan 39,93 bar perlu diturunkan tekannanya menggunakan expander sebagai persyaratan kondisi operasi methanator agar aliran keluar <52> pada suhu 300 C dan tekanan 30 bar.

Bila expander diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti expander bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $S_{51} = S'_{52}$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = So^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{To} - R \ln \frac{P}{Po} + S^R$$

Dimana :  $So^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d\ln\alpha(Tr)}{d\ln Tr} qI$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{To} - \ln \frac{P}{Po}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[ BT_{51} + \left( C T_{51}^2 + \frac{D}{\tau^2 T_{51}^2} \right) \left( \frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left( \frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Dari nilai  $S_{51}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T'_{52}$  dapat dicari menggunakan persamaan(6.65) dan (5.18) Smith Van Ness sed dengan cara goal seek. Menggunakan hysys didapatkan  $T_{52} = 300 \text{ } ^\circ\text{C}$

Persamaan neraca energinya adalah

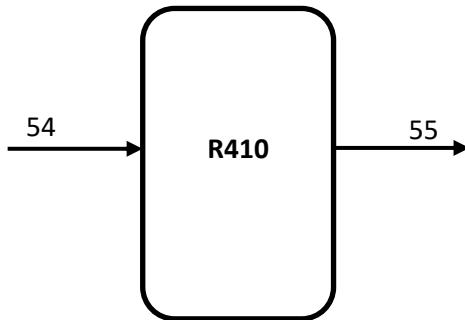
$$H_{51} = H_{52} + W_{\text{expander}}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.17 Neraca Energi Expander

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>51</sub>	-200417098,6	H <sub>52</sub>	-208810031,4
		W	8392932,9
Total	-200417098,6	Total	-200417098,6

### B.18 Methanator 1 (R-410)



Aliran <54> adalah gas masuk dengan suhu 300°C dan tekanan 30 bar. Aliran <55> adalah gas keluaran dengan suhu 937,9°C dan tekanan 30 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

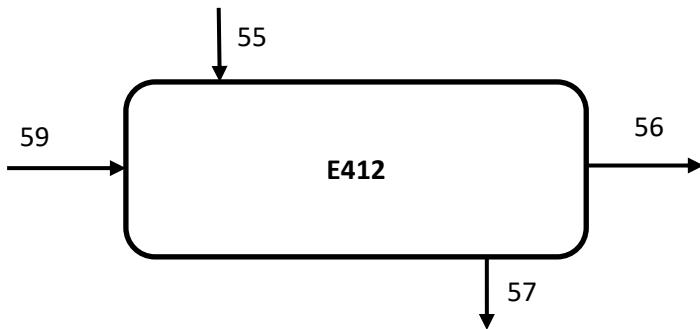
$$H_{54} = H_{55}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.18 Neraca Energi Methanator 1 (R-410)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>54</sub>	-749703418,3	H <sub>55</sub>	-749703418,3
Total	-749703418,3	Total	-749703418,3

### B.19 Cooler SNG (E-412)



Pada aliran <54> keluaran Methanator I perlu adanya penurunan suhu untuk masuk ke reakstor Methanator II. Hal ini dilakukan dengan penukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <56> sebesar 300°C dengan tekanan 29,93 bar. Gas didinginkan dengan cooling water dengan suhu 25° dan tekanan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{54} + H_{55} = H_{56} + H_{57}$$

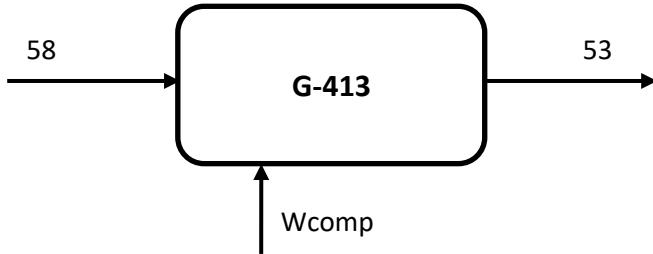
Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.19 Neraca Energi Cooler methanator 1 (E-412)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>55</sub>	-749703418,3	H <sub>56</sub>	-48625049985,9

H <sub>59</sub>	-48957293590,7	H <sub>57</sub>	-1081947023,1
Total	-49706997009,0	Total	-49706997009,0

### B.20 Compressor (G-413)



Aliran <58> merupakan gas keluaran Methanator I yang telah dikondisikan menggunakan HE dengan suhu sebesar 300°C dengan tekanan 29,93 bar. Kemudian keluaran kompresor <53> akan mencapai tekanan 30 bar dengan suhu 300°C. Kompresor ini menggunakan *recyprocating compressor*.

Bila kompressor diasumsikan bekerja dengan efisiensi 100%. Hal ini berarti kompressor bekerja secara isentropis. Isentropis berarti  $S_{58} = S'_{53}$

$$S = S^{ig} + S^R$$

$$S = So^{ig} + (Cp^{ig})_s \ln \frac{T}{To} - R \ln \frac{P}{Po} + S^R$$

Dimana :  $So^{ig} = 0$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d\ln\alpha(Tr)}{d\ln Tr} qI$$

$$\frac{S^{ig}}{R} = \frac{(Cp^{ig})_s}{R} \ln \frac{T}{To} - \ln \frac{P}{Po}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[ BT_o + \left( C T o^2 + \frac{D}{\tau^2 T o^2} \right) \left( \frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left( \frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right)$$

Dari nilai  $S_{11}$  yang sudah diketahui, maka nilai  $T'_{12}$  dapat dicari menggunakan persamaan(6.65) dan (5.18) Smith Van Ness sed dengan cara goal seek. Menggunakan hysys didapatkan  $T_{12} = 300^\circ\text{C}$

Persamaan neraca energinya adalah

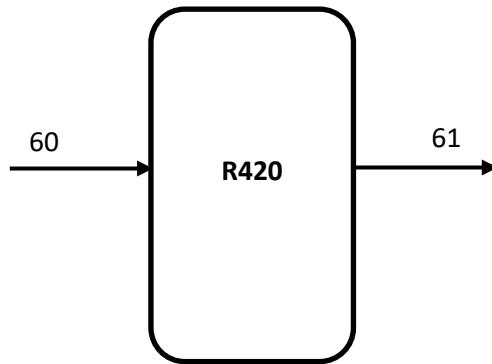
$$H_{58} + W_{\text{comp}} = H_{53}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.20 Neraca Energi Compressor (G-413)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
$H_{58}$	-540973511,6	$H_{53}$	-540901918,9
$W_{\text{comp}}$	71592,7		
Total	-540901918,9	Total	-540901918,9

## B.21 Methanator 2 (R-420)



Aliran <60> adalah gas masuk dengan suhu 300°C dan tekanan 29,96 bar. Aliran <61> adalah gas keluaran dengan suhu 449,4 °C dan tekanan 29,93 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

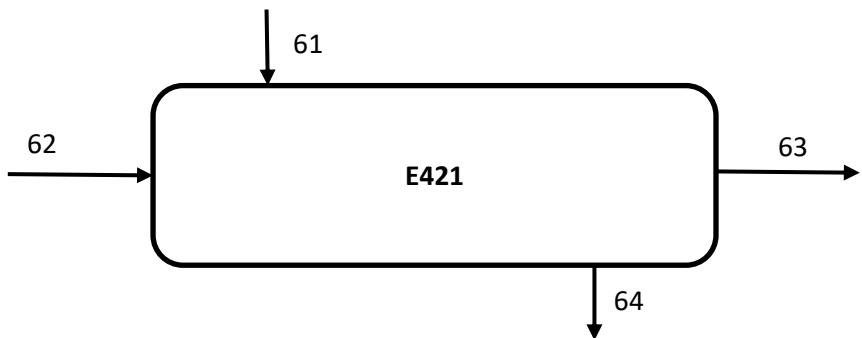
$$H_{60} = H_{61}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.21 Neraca Energi Methanator 2 (R-420)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>60</sub>	-540973511,6	H <sub>61</sub>	-540973511,6
Total	-540973511,6	Total	-540973511,6

### B.22 Cooler SNG (E-421)



Pada aliran <61> keluaran Methanator II perlu adanya penurunan suhu untuk masuk ke reaktor Methanator III. Hal ini dilakukan dengan pertukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <64> sebesar 300°C dengan tekanan 29,8 bar. Gas didinginkan dengan cooling water <62> dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

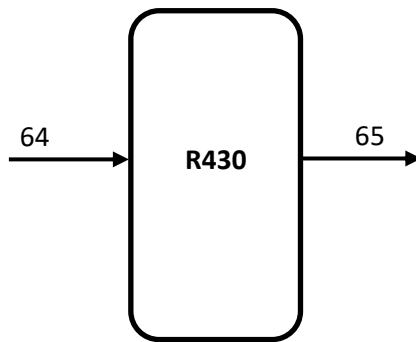
$$H_{61} + H_{62} = H_{63} + H_{64}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.22 Neraca Energi Cooler (E-421)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>61</sub>	-540973511,6	H <sub>64</sub>	-574296030,7
H <sub>62</sub>	-4908405757,1	H <sub>63</sub>	-4875083238,0
Total	-5449379268,7	Total	-5449379268,7

### B.23 Methanator 3 (R-430)



Aliran <64> adalah gas masuk dengan suhu 300°C dan tekanan 29,8 bar. Aliran <65> adalah gas keluaran dengan suhu 331,6°C dan tekanan 29,8 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

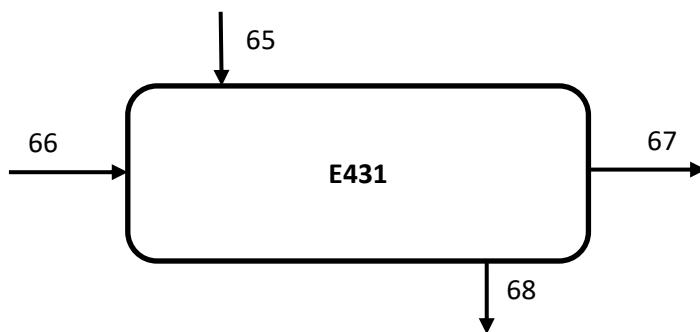
$$H_{64} = H_{65}$$

Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.23 Neraca Energi Methanator 3 (R-430)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>64</sub>	-574296030,7	H <sub>65</sub>	-574296030,7
Total	-574296030,7	Total	-574296030,7

B.24 Cooler SNG (E-431)



Pada aliran <65> keluaran Methanator III perlu adanya penurunan suhu. Hal ini dilakukan dengan penukaran panas. Suhu keluaran HE ini yaitu aliran <68> sebesar 40°C dengan tekanan 29,66 bar. Gas didinginkan dengan cooling water <66> dengan suhu 25°C dan tekanan 1 bar.

Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{66} + H_{65} = H_{68} + H_{67}$$

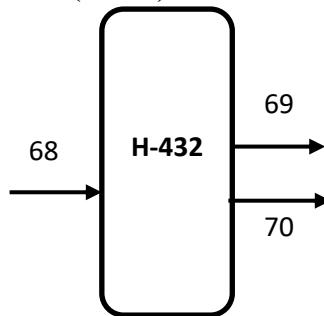
Energi balance pada alat ini adalah :

Tabel B.24 Neraca Energi Cooler 3 (E-431)

Aliran Masuk (kJ)		Aliran Keluar (kJ)	
H <sub>65</sub>	-574296030,7	H <sub>68</sub>	-703749020,9
H <sub>66</sub>	-31817486888,3	H <sub>67</sub>	-31688033898,0

Total	-32391782919,0	Total	-32391782919,0
-------	----------------	-------	----------------

### B.25 SNG Flash Drum (H-432)



Persamaan neraca energinya adalah

$$H_{68} = H_{69} + H_{70}$$

Tabel B.25 Neraca Energi SNG Flash Drum (H-432)

<b>Aliran Masuk (kJ)</b>		<b>Aliran Keluar (kJ)</b>	
H <sub>68</sub>	-703749020,9	H <sub>69</sub>	-211155178,6
		H <sub>70</sub>	-492593842,4
Total	-703749020,9	Total	-703749020,9

## APPENDIKS C

### PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

#### 1. FEEDSTOCK OPEN YARD (F-111)

**Fungsi** : Menyimpan batubara yang digunakan sebagai bahan baku proses

**Tipe** : *Pile open yard*

**Jumlah** : 1 buah

**Kondisi Operasi :**

Suhu = 30 °C

P<sub>operasi</sub> = 1 atm

**Perhitungan :**

Batubara masuk	=	792,000	ton/tahun
----------------	---	---------	-----------

=	2,400,000	kg/hari
---	-----------	---------

Densitas batubara	=	54.37	lb/ft <sup>3</sup>
-------------------	---	-------	--------------------

=	1,420.00	kg/m <sup>3</sup>
---	----------	-------------------

Volumetric rate batubara	=	1,690.14	m <sup>3</sup> /hari
--------------------------	---	----------	----------------------

Waktu penyimpanan	=	20	hari
-------------------	---	----	------

Kapasitas penyimpanan	=	33,802.8	m <sup>3</sup>
-----------------------	---	----------	----------------

Faktor keamanan 20%, sehingga bahan mengisi 80% volume *open yard*

maka, volume <i>open yard</i>	=	42,253.5	m <sup>3</sup>
-------------------------------	---	----------	----------------

Volume maksimal *open yard* = 200.000 m<sup>3</sup> (*Ulrich Tabel 4-27 Hal : 246*), maka digunakan 1 buah *open yard*.

$$V = \frac{\phi \times L \times D^2}{12} \quad (\text{Persamaan 4-112 } Ulrich)$$

$$V = \frac{\phi (0.4 D) D^2}{12}$$

$$42,253.5 = \frac{0.4 D^3 \times \phi}{12}$$

$$D^3 = 403,696 \quad \text{m}^3$$

$$D = 73.91 \quad \text{m}$$

maka:

$$L = 29.56 \quad \text{m}$$

dimana :

$$D_{\max} = 120 \quad \text{m} \quad (\text{Ulrich Tabel 4-27, hal 248})$$

$$L_{\max} = 50 \quad \text{m}$$

**Spesifikasi Open Yard**

1. Volume <i>Open Yard</i>	=	42,253.5	m <sup>3</sup>
----------------------------	---	----------	----------------

2. Diameter <i>Open Yard</i>	=	73.91	m
------------------------------	---	-------	---

3. Tinggi <i>Open Yard</i>	=	29.56	m
----------------------------	---	-------	---

4. Jumlah <i>Open Yard</i>	=	1	bahan
----------------------------	---	---	-------

#### 2. BELT CONVEYOR (J-112)

**Fungsi** : Mengangkut batubara dari *open yard* ke *hammer mill*

**Kapasitas** : 100 ton/jam

**Jumlah** : 1 buah

Dari tabel 21-7, *Perry's 7th edition Hal : 21-11 (1702)*

Kapasitas maksimal = 330 ton/jam

Tipe = *Troughed belt on 20 ° idlers*

Lebar *belt* = 42 in 1.0668 m

Kecepatan *belt* normal = 400 ft/min

Kecepatan *belt* maks = 600 ft/min

Power motor = 2.28 hp/100 ft

Kemiringan = 20 °

Panjang Belt = 1575 in 40 m

Bahan = *Carbon steel*

**Jumlah** = 1 buah

### 3. BELT CONVEYOR (J-116)

**Fungsi** : Mengangkut batubara dari *bucket elevator* ke *hammer mill*

**Kapasitas** : 10 ton/jam

**Jumlah** : 1 buah

Dari tabel 21-7, *Perry's 7th edition*

Kapasitas maksimal = 32 ton/jam

Tipe = *Troughed Belt on 20 ° idler*

Lebar *belt* = 14 in 0.3556 m

Kecepatan *belt* normal = 200 ft/min

Kecepatan *belt* maksimal = 300 ft/min

Power motor = 0.44 hp/100 ft

Bahan = *Carbon steel*

Kemiringan = 20 °

Panjang Belt = 787.4 in 20 m

### 4. HAMMER MILL (C-113)

**Fungsi** : Memperkecil ukuran batubara dari *belt conveyor* (J-112)

**Kapasitas** : 2,400,000 kg/hari

: 100 ton/jam

**Jumlah** : 1 buah

Dari tabel 20-14, *Perry's 7th edition Hal 20-30 (1632)*

Kapasitas max = 140-180 ton/jam

Tipe = *Reversible Hammer Mills No. 708*

Ukuran = 42 x 48 in

Power = 300-550 hp

Kecepatan *mill* = 900 rpm

Ukuran *feed* max = 8 in

### 5. SCREEN (H-114)

**Fungsi** : Memisahkan batubara yang *on size* dengan batubara batubara yang *over size*

**Kapasitas** : 2,400,000 kg/hari

: 2400000 ton/jam

Digunakan *High-speed vibrating screens style* ukuran 3 mesh.

(Perry's 7th edition, Tabel 19-6) Hal : 19-20 (1557)

Desain sieve	=	6.35	mm
	=	0.25	in
Bukaan sieve (a)	=	6.35	mm
	=	0.25	in
	=	0.00635	m
Diameter kawat (d)	=	1.82	mm
	=	0.072	in
	=	0.00182	m

Penentuan luas area screen :

$$A = \frac{0.4 \text{ Ct}}{\text{Cu} \times \text{Foa} \times \text{Fs}} \quad (\text{Eq. 19-7, Perry's 7th edition Hal 19-23})$$

Dimana:

$$\begin{aligned} \text{Ct} &= \text{Rate aliran} \\ &= 2,400,000 \text{ kg/hari} \\ &= 100 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cu} &= \text{Kapasitas unit} \\ &= 0.32 \text{ ton/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

(Fig. 19-21, Perry's 7th edition Hal:19-24)

$$\text{Foa} = \text{Faktor luas bukaan}$$

$$= 100 \frac{a^2}{(a+d)^2} \quad (\text{Fig. 19-22, Perry's 7th edition})$$

$$= 60.41$$

$$\text{Fs} = \text{Faktor slotted area}$$

$$= 1 \quad (\text{Table 19-7, Perry's 7th edition})$$

(digunakan screening tipe square and slightly rectangular openings)

$$A = \frac{0.4 \text{ Ct}}{\text{Cu} \times \text{Foa} \times \text{Fs}}$$

$$A = 7,551.15 \text{ ft}^2$$

$$A = 701.53 \text{ m}^2$$

## 6. BUCKET ELEVATOR (J-115)

**Fungsi** : Mengangkut serbuk batubara yang over spec dari screen ke hammer mill

Asumsi serbuk batubara yang tidak lolos 10% dari total kapasitas

**Kapasitas** : 240,000 kg/hari

: 10 ton/jam

**Tipe** : Continuous bucket elevator

**Jumlah** : 1 buah

Dari Tabel 21-8, Perry's 7-th edition hal 21-15 , diperoleh :

Kapasitas max = 14 ton/jam

Ukuran bucket = 6 x 4 x 4 1/4

Bucket spacing = 12 in

Kecepatan bucket = 225 ft/min

Belt width = 7 in

Elevator centers = 25 ft

Power = 1 hp

## 7. BELT CONVEYOR (J-117A)

Fungsi : Mengangkut batubara dari *screen* ke *bin pulverized coal*

Kapasitas : 100 ton/jam

Jumlah : 1 buah

Dari tabel 21-7, *Perry's 7th edition*

Kapasitas maksimal = 330 ton/jam

Tipe = *Troughed belt on 20 ° idlers*

Lebar *belt* = 42 in

Kecepatan *belt* normal = 400 ft/min

Kecepatan *belt* maks = 600 ft/min

Power motor = 2.28 hp/100 ft

Kemiringan = 20 °

Bahan = *Carbon steel*

Panjang Belt = 1575 in 40 m

Jumlah = 1 buah

## 8. BELT CONVEYOR (J-117B)

Fungsi : Mengangkut batubara dari *bin pulverized coal* ke *gasifier*

Kapasitas : 100 ton/jam

Jumlah : 1 buah

Dari tabel 21-7, *Perry's 7th edition*

Kapasitas maksimal = 330 ton/jam

Tipe = *Troughed belt on 20 ° idlers*

Lebar *belt* = 42 in

Kecepatan *belt* normal = 400 ft/min

Kecepatan *belt* maks = 600 ft/min

Power motor = 2.28 hp/100 ft

Kemiringan = 20 °

Bahan = *Carbon steel*

Panjang Belt = 1575 in 40 m

Jumlah = 1 buah

## 9. BIN PULVERIZED COAL (F-118)

Fungsi : Menampung *pulverized coal* sebelum masuk ke *gasifier*

Jumlah : 1 buah

Rate feed = 2,400,000 kg/hari

= 220,462 lb/jam

Temperatur = 30 °C

$\rho$  batubara = 1,420.0 kg/m³

= 88.61 lb/ft³

Volumetric rate batubara = 2,488.06 ft³/jam

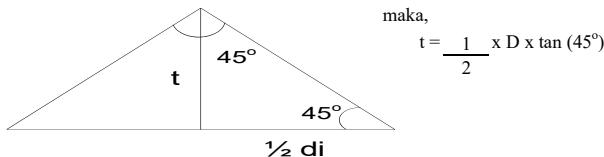
Waktu tinggal = 0.5 jam

Volume batubara = 1,244.03 ft³

$$\begin{array}{lclcl} \text{Safety factor} & = & 20 & \% & (\text{ASME}, 1956) \\ \text{Volume bin} & = & 1,555.04 & \text{ft}^3 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} V_1(\text{shell}) & = & 1/4 \times (\pi D^2 L_s) \\ L_s & = & 1.5 \quad D \\ V_1(\text{shell}) & = & 1.18 \quad D^3 \end{array}$$

untuk  $V_2(\text{shell})$  digunakan tutup bawah berbentuk conical dengan sudut  $90^\circ$



maka,

$$t = \frac{1}{2} \times D \times \tan(45^\circ)$$

$$\begin{array}{lcl} V_2(\text{conical}) & = & (1/3) \times (\pi/4) \times D^2 \times t \\ & = & (\pi/24) \times (D^3 \times \tan 45^\circ) \\ & = & (3.14/24) \times (D^3 \times 1) \\ & = & 0.131 \quad D^3 \\ V_{\text{total}} & = & V_1(\text{shell}) + V_2(\text{conical}) \\ 1,555 & = & 1.18 \quad D^3 + 0.131 \quad D^3 \\ D^3 & = & 1,189 \quad \text{ft}^3 \\ D & = & 10.59 \quad \text{ft} \\ & = & 3.23 \quad \text{m} \\ L_s & = & 4.84 \quad \text{m} \\ r & = & 1.61 \quad \text{m} \\ & = & 63.6 \quad \text{in} \\ \text{Tinggi conical (t)} & = & 102.9426 \quad \text{in} \end{array}$$

### Perhitungan Tebal Shell

$$\begin{array}{lcl} \text{Material} & = & \text{SA 283 Grade B} \\ f & = & 11500 \quad \text{psi} \quad (\text{Table 13.1 Brownell and Young hal. 251}) \\ E & = & 0.8 \quad (\text{Table 13.2 Brownell and Young hal. 254}) \\ C & = & 0.06 \quad \text{in} \quad (\text{ASME}, 1956) \\ P_{\text{design}} & = & 1,1 \times P_{\text{total}}(\text{absolute}) \\ P_{\text{total}} & = & P_{\text{op}} + P_{\text{bebani}} \end{array}$$

$$\begin{array}{lclcl} P_{\text{operasi}} & = & 1 \text{ bar} & = & 14.5 \quad \text{psia} \\ P_{\text{bebani}} & = & F/A & \text{dimana,} & F = m \times g \\ & = & 55,061 & \text{N/m}^2 & = 100.000 \text{ kg} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ & = & 7.99 & \text{psia} & = 980,000 \text{ N} \\ P_{\text{total}} & = & 22.490 & \text{psia} & A = \pi r^2 + \pi r s \\ & = & 7.790 & \text{psig} & s = r/\sin 45^\circ \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 8.57 \quad \text{psig}
 \end{aligned}
 \quad A = \frac{\pi(2,74/2)^2 + \pi(2,74)((2,74)/\sin 45^\circ)}{17.80 \text{ m}^2} = 17.80 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \quad (\text{Type : Conical closure eq. 6.154 Hal : 118}) \\
 t_s &= 0.119 \quad \text{in} \\
 &= 3/16 \quad \text{in} \quad (\text{Standarisasi } t_s, \text{Table 5.7 Brownell hal 91})
 \end{aligned}$$

menentukan OD,

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 127.5 \quad \text{in} \\
 &= 132 \quad \text{in} \quad (\text{Standarisasi OD, Table 5.7 Brownell hal 91}) \\
 ID \text{ (baru)} &= OD - 2t_s \\
 &= 131.6 \quad \text{in} \\
 LS \text{ (baru)} &= 197.4 \quad \text{in}
 \end{aligned}$$

### Penentuan Tebal Tutup Bawah

dengan eq. 6.154 Brownel and Young hal 118, dapat dihitung tebal tutup bawah

$$thb = \frac{(P \cdot De)}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right)(f \cdot E - 0,6P)} + C \quad De = ID$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis} &: \text{Conical} \\
 \text{Bahan} &: \text{SA 283 Grade B} \\
 f &= 11500 \quad \text{psi} \quad (\text{Table 13.1 Brownell and Young hal. 251}) \\
 E &= 0.8 \quad (\text{Table 13.2 Brownell and Young hal. 254}) \\
 C &= 0.06 \quad \text{in} \quad (\text{ASME, 1956}) \\
 P_{\text{design}} &= 8.57 \quad \text{psig} \\
 \alpha &= 90^\circ \\
 \text{maka,} \\
 t_{hb} &= 0.177 \quad \text{in} \\
 &= 3/16 \quad \text{in} \quad (\text{Standarisasi } thb, \text{Table 5.7 Brownell hal 91})
 \end{aligned}$$

<b>Spesifikasi Bin Pulverized Coal</b>		
Fungsi	=	Menampung pulverized coal sebelum masuk ke gasifier
Tipe	=	<i>Open Tank</i>
Kapasitas Maksimum	=	1,555.04 ft <sup>3</sup>
Bahan Material	=	<i>SA 283 Grade B</i>
Bentuk Tutup Bawah	=	<i>Conical</i>
Conical Angle	=	90°
Diameter Dalam	=	131.6 in = 3.34 m
Tinggi Silinder	=	197.4 in = 5.01 m
Tinggi Conical	=	102.9426 in = 2.61 m
Tebal Silinder	=	3/16 in
Tebal Conical	=	3/16 in

## 10. GASIFIER (R-110)

**Fungsi** : Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari batubara menjadi *syngas* yang mengandung CO dan H<sub>2</sub>

**Tipe** : *Fixed Bed Gasifier*

**Jumlah** : 1 buah

**Kondisi Operasi :**

Tekanan Operasi = 30 bar = 435.11 psi

Suhu Operasi = 600 °C = 873.15 K

### Menghitung Volume, Diameter dan Tinggi Gasifier

Karena reaksi berlangsung sangat cepat (*instantaneous reactions*), maka diasumsi reaktor hanya terisi produk

$$\text{Massa feed} = 100,000 \text{ kg/jam} = 27.78 \text{ kg/s}$$

$$\text{Densitas feed} = 1,420.0 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Residence time (t)} = 3600 \text{ s}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume feed} &= \frac{\text{massa feed} \times \text{residence time}}{\text{densitas feed}} \\ &= \frac{27.78 \times 3600}{1420} \\ &= 70.423 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Direncanakan pabrik akan menggunakan 2 gasifier, maka

$$\text{Volume feed} = 70.4225 \text{ m}^3$$

$$\text{Asumsi ruang kosong} = 10 \% \text{}$$

$$\text{Volume gasifier} = 77.46 \text{ m}^3$$

$$\text{Dengan L} = 1.5 D \text{ maka :}$$

$$V_{\text{gasifier}} = \pi (D^2/4) L = 1.5 \pi (D^3/4)$$

$$77.46 = 1.5 \times 3.14 \times (D^3/4) \text{ in}$$

$$D^3 = 65.73 \text{ in}$$

$$D = 4.04 \text{ m}$$

$$\text{Diameter Gasifier (Di)} = 4.04 \text{ m} = 158.88 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Reaktor Gasifier (L)} = 6.05 \text{ m} = 238.33 \text{ in}$$

### Tekanan Desain

$$P_{\text{operasi}} = 435.11 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{hidrostatik}} &= (\rho \times g \times h) \\ &= 1420.00 \times 9.8 \times 6.05 \\ &= 84241 \text{ Pa} \\ &= 12.22 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\ &= 447.33 \text{ psi}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{perencanaan}} \\ &= 492.07 \text{ psi}\end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Tangki

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk *conical*

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan *double welded butt joint*  
(*Brownell and Young* hal.254)

Bahan : *Hastelloy C-22* (*Haynes International,inc*)

$$f = 111,000 \text{ psi}$$

$$E = 0.8$$

$$C = 0.06 \text{ in}$$

$$P_{\text{desain}} = 492.07 \text{ psi}$$

$$t_s = \frac{p \cdot r_i}{f E - 0,6 p} + C$$

$$t_s = \frac{492.07}{111,000} \times 0.8 - \frac{0.6}{492.07} + 0.06$$

$$t_s = 0.502 \text{ in}$$

Tebal standar =  $\frac{5}{8}$  in (*Tabel 5.7 Brownell & Young*)

$$\begin{aligned} D_o &= D_i + 2t_s \\ &= 160.13 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{OD standar} = 168 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Maka : } D_i \text{ baru} &= D_o - 2t_s \\ &= 166.8 \text{ in} \\ L \text{ baru} &= 250.13 \text{ in} \\ &= 20.84 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Tutup Tangki

a) Tebal tutup atas

Tutup bawah berbentuk *standard dished head*

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times \pi \times r}{fE - 0,1pi} + C \quad \text{Eq. 13-12 Hal : 258}$$

Type : Torispherical

$$t_{ha} = 0.469 \text{ in}$$

$$\text{Tebal standart : } t_{ha} = \frac{5}{8} \text{ in} \text{ (*Tabel 5.7 Brownell & Young*)}$$

$$\text{Tebal tutup atas} = \frac{5}{8} \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = 0.169D = 38.53 \text{ in} = 0.97871 \text{ m}$$

b) Tebal tutup bawah

Tutup bawah berbentuk *conical* dengan  $\alpha = 120^\circ$

$$t_{hb} = \frac{p \times d_i}{2(f.E - 0,6p) \cos 1/2\alpha} + C$$

$$= \frac{492.07}{2(111,000 \times 0,8 - 0,6 \times 492.07) \cos 60^\circ} + 0.06$$

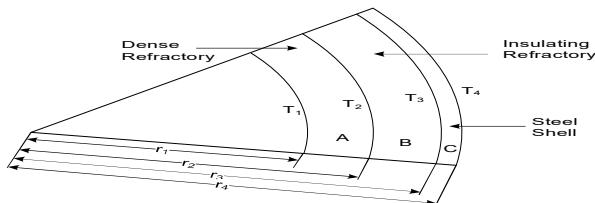
$$= 1.29 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tebal tutup standart} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 \text{Tebal tutup bawah} &= 1 \frac{1}{8} \text{ in} \\
 \text{Tinggi tutup bawah} &= \frac{0,5 d_i}{\tan 1/2\alpha} = \frac{110.84}{1.73} = 64.07 \text{ in} \\
 &\quad = 1.62744 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total gasifier} &= \text{tinggi tutup atas + tinggi silinder + tinggi tutup bawah} \\
 &= 38.53 + 238.3 + 64.07 \\
 &= 340.9 \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Tebal Isolasi Gasifier

Gasifier tersusun atas: steel shell (luar) dan lapisan refractory (dalam)

- Refractory pada gasifier terdiri dari dense refractory & insulating refractory
- Dense refractory pada "hot face" adalah High Chrome oxide Refactory
- Lapisan bagian luar "cold face" adalah silika



Gambar C.1 Cross Section of Vessel

Data yang digunakan:

	A			B	C
Komponen/ Material	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	9.2	% wt	Silika	SA-167 Grade 3 Tipe 304
	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	4.7	% wt		
	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	3.3	% wt		
k, W/m.K	1.90			0.43	19,87*
ρ, kg/m <sup>3</sup>	4,230				

(Ref: James P. Bennett dkk, NETL; Buyukozturk dan Tseng, ASCE )

\*Diasumsikan kombinasi koefisien transfer panas konveksi dan radiasi antara steel shell dan lingkungan luar.

$$T_1 = 600 \text{ } ^\circ\text{C} = 873.15 \text{ K}$$

$$T_3 = 41 \text{ } ^\circ\text{C} = 314.15 \text{ K} \quad (\text{Ambient temperature})$$

$$T_4 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.15 \text{ K}$$

$$r_1 = 79.44 \text{ in} = 2.018 \text{ m}$$

$$\text{Ditetapkan tebal dense refractory, } t_d = 2.4 \text{ in}$$

$$r_2 = 81.84 \text{ in} = 2.0788 \text{ m}$$

Trial tebal *insulating refractory*,  $t_i = 0.134$  in

$$r_3 = 81.98 \text{ in} = 2.0822 \text{ m}$$

Tebal *steel shell*,  $t_s = 0.625$  in

$$r_4 = 82.60 \text{ in} = 2.0981 \text{ m}$$

Multilayer cylinder

Dengan menggunakan Persamaan (4.3-5) sampai (4.3-8) Geankoplis Hal 247

$$L = 6.05 \text{ m}$$

$$A_1 = 2\pi L r_1 = 2\pi x 6.05 x 2.018 = 76.710 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2\pi L r_2 = 2\pi x 6.05 x 2.079 = 79.028 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2\pi L r_3 = 2\pi x 6.05 x 2.082 = 79.158 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2\pi L r_4 = 2\pi x 6.05 x 2.098 = 79.761 \text{ m}^2$$

*Log mean areas* untuk *dense refractory* (A), *insulating refractory* (B), dan *steel shell* (C):

$$A_{A \text{ lm}} = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 77.863 \text{ m}^2$$

$$A_{B \text{ lm}} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} = 79.093 \text{ m}^2$$

$$A_{C \text{ lm}} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)} = 79.459 \text{ m}^2$$

Resistensi:

$$R_A = \frac{r_2 - r_1}{k_A A_{A \text{ lm}}} = \frac{2.0788 - 2.0178}{1.90 \times 77.86} = 0.000411 \text{ K/W}$$

$$R_B = \frac{r_3 - r_2}{k_B A_{B \text{ lm}}} = \frac{2.0822 - 2.0788}{0.43 \times 79.09} = 0.000100 \text{ K/W}$$

$$R_C = \frac{r_4 - r_3}{k_C A_{C \text{ lm}}} = \frac{2.0981 - 2.0822}{19.87 \times 79.46} = 0.000010 \text{ K/W}$$

Maka, laju transfer panas:

$$q = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C} = \frac{570}{0.000521} = 1,094,002.3 \text{ W}$$

Untuk menghitung  $T_2$  pada *interface* antara *dense* dan *insulating refractory*,

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$1,094,002 = \frac{873.15 - T_2}{0.000411}$$

$$T_2 = 423.33 \text{ K}$$

Untuk menghitung  $T_3$  pada *interface* antara *insulating refractory* dan *steel shell*

$$q = \frac{T_2 - T_3}{R_B}$$

$$1,094,002 = \frac{423.33 - T_3}{0.000100}$$

$$T_3 = \frac{0.00010}{314.15 \text{ K}}$$

Selisih antara  $T_3$  actual dan  $T_3$  calculating = 0.000 (*goal seek* dengan merubah  $t_i$ )

Dengan melakukan trial and error pada  $t_i$ , didapatkan :

$$\begin{aligned} t_{\text{isolator}} &= 0.134 \text{ in} \\ &= 0.0034157 \text{ m} \end{aligned}$$

Standarisasi OD

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2t_d + 2t_i + 2t_s \\ &= 158.88 + 4.8 + 0.269 + 1.3 \\ &= 165.20 \text{ in} \end{aligned}$$

Standar OD = 228 in (*Tabel 5.7 Brownell & Young*)

$$ID_{\text{baru}} = 221.68 \text{ in}$$

Spesifikasi Alat :	=	
Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi gasifikasi dari batubara menjadi syngas yang mengandung
Tipe	=	<i>Fixed Bed Gasifier</i>
Temperatur operasi	=	600.0 °C
Tekanan operasi	=	30 bar
Kapasitas	=	77.46 m³
Diameter dalam	=	166.75 in = 4.24 m
Diameter luar (OD)	=	168 in = 4.27 m
Tinggi total	=	340.93 in = 8.66 m
Tebal silinder	=	5/8 in = 0.02 m
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	5/8 in = 0.016 m
Tipe tutup bawah	=	<i>Conical</i>
Tebal tutup bawah	=	1 1/8 in = 0.029 m
Tebal isolasi	=	0.13 in = 0.003 m
Bahan konstruksi	=	<i>Hastelloy C-22</i>
Bahan isolasi	=	Silika, dan SA-167 Grade 3
Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah alat	=	1 buah

## 11 LOCK HOPPER

FUNGSI : Menaikkan tekanan aliran feed batubara untuk proses gasifikasi

JUMLAH: 1 Buah

### Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi :	30	bar	435.11473	psi
Suhu Operasi :	30	C	303.15	K
Massa feed	=	100000 kg/jam	27.777778	kg/s
Densitas feed	=	1420 kg/m <sup>3</sup>		
Residence time ( t )	=	3600 s		
Volume feed	=	$\frac{\text{massa feed} \times \text{residence time}}{\text{densitas syngas}}$		
	=	$\frac{27.777778 \times 3600}{1420}$		
	=	70.422535 m <sup>3</sup>		
Asumsi ruang kosong		10%		
Volume bejana	=	78.247261		
Dengan L/D	=	1.5 maka :		
Volume bejana	=	$\pi (D^2/4) L = 1,5 \pi (D^3/4)$		
78.24726135	=	$1.5 \times 3.14 \times (D^3/4)$		(D3/4)
D <sup>3</sup>	=	66.452027 m		
D	=	4.050445 m		
Diameter (Di)	=	4.050445 m	159.466021 in	
Tinggi (L)	=	6.0756676 m	239.199032 in	

### Tekanan Operasi

$$\begin{aligned} P_{\text{operasi}} &= 435.11473 \\ P_{\text{operasi}} &= 1.1 \times P_{\text{operasi}} \\ P_{\text{operasi}} &= 478.6262 \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Bejana

Tangki berupa silinder tegak dengan tutup atas berbentuk standard dished head dan tutup bawah berbentuk conical

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan double welded butt join  
(Brownell and Young hal.254)

Bahan : Steel Plate SA 240 Grade C

$$\begin{aligned} f &= 18750 \text{ psi} \\ E &= 0.8 \\ C &= 0.125 \\ P_{\text{desain}} &= 478.6262 \text{ psi} \\ ts &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot r_i}{f E - 0.6 p} + C \\ ts &= \frac{478.6262 \times 0.8}{18750 \times 0.8 - 0.6} + 0.125 \\ ts &= 2.7188125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Tebal standart} & = & 2 \frac{3}{4} \\ & = & 2.75 \text{ in} \end{array} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young})$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Do} & = & D_i + 2t_s \\ & = & 164.97 \text{ in} \end{array}$$

$$\text{OD standart} \quad 168 \text{ in}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Maka :} & \text{Di baru} & = \text{Do} - 2t_s \\ & & = 162.5 \text{ in} \\ & \text{L baru} & = 243.75 \text{ in} \\ & & = 20.31 \text{ ft} \end{array}$$

### Menentukan Tebal Tutup Bejana

a) Tebal tutup atas (Standard Dished head)

$$\begin{array}{lcl} t_{ha} & = & \frac{0,885 \times \pi \times r}{fE - 0,1\pi} + C \\ t_{ha} & = & 2.43 \text{ in} \end{array}$$

$$\begin{array}{lll} \text{Tebal standart :} & t_{ha} & 2.75 \text{ in} \\ \text{Tebal tutup atas} & & 2.75 \text{ in} \\ \text{Tinggi tutup atas} & 0,169I & 27.4625 \text{ in} \end{array} \quad (\text{Tabel 5.7 Brownell \& Young})$$

b) Tebal tutup bawah

Tutup bawah berbentuk conical dengan  $\alpha = 60$  (sudut puncak  $120^\circ$ )

$$\begin{array}{lcl} t_{hb} & = & \frac{p \times d_i}{4(f.E - 0,6p) \cos \alpha} + C \\ & = & \frac{478,6262028}{4} \times \frac{x}{18750x 0,8} \times \frac{162.5}{0,6 \times 478,6262 \times \cos 60^\circ} + 0.125 \\ & = & 2.765734 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl} \text{Tebal tutup standart} & = & 3 \text{ in} \\ \text{Tebal tutup bawah} & = & 3 \text{ in} \\ \text{Tinggi tutup bawah} & = & \frac{d_o}{2 \tan \alpha} \\ & = & \frac{168}{3.46} \\ & = & 48.5569 \text{ in} \end{array}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total bejana} &= \text{tinggi tutup atas + tinggi silinder + tinggi tutup bawah} \\
 &= 27.4625 + 239.199032 + 48.5568999 \\
 &= 315.21843 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat					
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran aliran feed batubara untuk proses gasifikasi				
Kapasitas maksimum	2764 ft <sup>3</sup> /jam				
Bahan material	Steel Plate SA 240 Grade C				
Bentuk tutup bawah	Conical				
Conical angle	45°				
Diameter dalam	3.46				
Tinggi silinder	315.21843	in	8	m	
Tebal silinder	2.75	in	0.06985	m	
Tinggi conical	48.5569	in	1.2319	m	
Tebal conical	3	in	0.0762	m	
Tipe pengelasan	Double Welded Butt Joint				
Jumlah	1				

## 12. COOLER I (E-211)

- Fungsi** : Mendinginkan *syngas* yang keluar dari *Gasifier*  
**Jumlah** : 2 unit  
**Tipe** : *1-2 Shell and Tube Heat Exchanger*

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 30 \text{ bar} = 435.11 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 479 \text{ psi}\end{aligned}$$

<i>Cold Fluid - Tube Side - CW</i>	<i>Hot Fluid - Shell Side - Syngas</i>
$t_1 = 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$	$T_1 = 600^\circ\text{C} = 1112^\circ\text{F}$
$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$	$T_2 = 200^\circ\text{C} = 392^\circ\text{F}$
$\mu = 0.890 \text{ cp}$	$\mu = 0.030 \text{ cp}$
$cp = 1.031 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$	$cp = 0.464 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$
$k = 0.353 \text{ Btu/hr.ft}^\circ\text{F}$	$k = 0.077 \text{ Btu/hr.ft}^\circ\text{F}$
$sg = 1$	$sg = 0.524$

**Kapasitas**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$W = 732,455 \text{ kg/h}$	$W = 101,743 \text{ kg/h}$
$= 1,614,785 \text{ lb/h}$	$= 224,305.43 \text{ lb/h}$
2.2	

**Log Mean Temperature Difference**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 589.5^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 16$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.04$$

$$F_T = 0.98$$

$$\Delta T_{LMTD} = 580^\circ\text{F}$$

**Caloric Temperature**

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 752^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 99.5^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } U_D &= 50 \text{ Btu/jam.ft}^2 \text{ (D.Q. Kern, 1965)} \\
 \text{Duty} &= 79,007,538 \text{ kJ/hr} = 74,899,146 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 2582.64 \text{ ft}^2 = 371899.97 \text{ in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 234.88 = 239 \text{ (standarisasi)} \\
 \text{A Koreksi} &= 2627.95 \text{ ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 49.14 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side	Shell Side
Number of Tubes = 239	Inside Diameter = 17.25
Length = 12 ft	Baffle Space = 16.7829
BWG = 16	Passes = 1
Outside Diameter = 0.25 in	
Inside Diameter = 0.62 in	
Equiv. Diameter = 4.229 in	
$a''$ = 0.916 ft $^2$ /ft	
$a'$ = 0.302 in $^2$	
Clearence = 0.688 in	
Pitch (Triangular) = 15/16 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
$\text{Flow Area}$ $a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 0.251 \text{ ft}^2$	$\text{Flow Area}$ $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.474$
$\text{Mass Velocity}$ $G_T = \frac{W}{a_T} = 6,443,209.4 \text{ lb/hr.ft}^2$	$\text{Mass Velocity}$ $G_s = \frac{W}{a_s} = 152,141 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 154,487$	$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 733,367$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 28.6 \text{ ft/s}$ Dari gambar 25 (kern) $hi = 840$ faktor koreksi : 0.900 $hi = 756$	$J_H = 550$ $h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 68.4$
$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1875$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 65.96 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00519 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 154,487$	$N_{Re} = 733,367$
$f = 0.00016$	$f = 0.0012$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} x D s \phi_s} = 4.9258 \text{ psi}$	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 8.580$ <i>Number of Crosses</i>
$\frac{V^2}{2g'} = 0.95$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} x D_e s g \phi_s} = 0.0356$ <i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g'} = 7.6000 \text{ psi}$	
<i>Tube Pressure Drop</i> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 12.526 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Gasifer
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>Syngas</i> = 600 °C
Suhu Keluar	<i>Syngas</i> = 200 °C <i>Cooling Water</i> = 50 °C
<i>Shell Side</i> ( <i>Syngas</i> )	Diameter Dalam = 17.25 in <i>Baffle Space</i> = 16.7829 in Passes = 1 $\Delta P$ = 0.036 psi
<i>Tube Side</i> ( <i>Cooling Water</i> )	Diameter Luar = 0.25 in Jumlah <i>Tube</i> = 239 BWG = 16 <i>Pitch</i> = 0.9375 in $a''$ = 0.916 ft <sup>2</sup> /ft $a'$ = 0.302 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 12.526 psi
Rd	0.00519 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	2627.95 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	2 Unit

### 13. OPEN YARD SLAG (F-222)

Fungsi : Menyimpan slag sisa gasifikasi batubara

Tipe : *Pile open yard*

Kondisi operasi :  $T_{operasi} = 30^{\circ}\text{C}$   
 $P_{operasi} = 1 \text{ atm}$

Perhitungan :

Typical Maximum Size

$V_{maks} = 200000 \text{ m}^3/\text{open yard}$

$D_{maks} = 120 \text{ m}$

$L_{maks} = 50 \text{ m}$

$L/D = 0.4$

Waktu Tingga = 30 hari

(Ulrich, Tabel 4-27, hal 248)

Rate massa slag = 515 kg/jam  
= 12,369 kg/hari

Densitas slag = 102.50 lb/ft<sup>3</sup>  
= 1641.896 kg/m<sup>3</sup>

Debit slag masuk =  $\frac{\text{Rate Slag}}{\text{Densitas Slag}}$   
= 7.53 m<sup>3</sup>/hari

Kapasitas penyimpanan bahan ditetapkan = debit slag masuk x *residence time*  
= 226.0 m<sup>3</sup>  
= 371.1 ton

Dengan menggunakan pers. (4-112) Ulrich, maka dapat dihitung

diameter dan tinggi *open yard* sebagai berikut :

$$V = (1/12) \times \pi \times D^2 \times L \quad \text{dimana: } L = 0.4 \text{ D}$$

$$226.0 = (1/12) \times \pi \times D^2 \times 0.4 D \\ = 0.105 D^3$$

$$D^3 = 2,159.3 \text{ m}$$

$$D = 12.93 \text{ m}$$

$$L = 5.17 \text{ m} \quad (\text{tinggi open yard})$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Menyimpan slag sisa gasifikasi batubara

Tipe = *Pile Open Yard*

Volume = 226.0 m<sup>3</sup>

Tinggi = 5.17 m

Diameter = 12.93 m

Luas = 43.71 m<sup>2</sup>

Jumlah = 1 unit

#### 14. WGS REACTOR (R-220)

<b>Fungsi</b>	:	Mengkonversi CO dan H <sub>2</sub> O menjadi H <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub>
<b>Kondisi</b>	:	Tekanan = 29.91 bar = 433.808658 psia
		Suhu = 200 °C = 473.15 K

#### Aliran Feed Reaktor WGS

Laju massa umpan	=	207,699.0 kg/jam
	=	57.69417 kg/s
Laju mol umpan	=	10991.9 kmol/jam
	=	3.053 kmol/s
$\mu$ campuran	=	0.019 cp
$\rho$ campuran	=	14.395 kg/m <sup>3</sup>

Katalis yang digunakan : CoMo

Bentuk	:	Powder		
Bulk density	:	1.5 kg/liter	=	1500 kg/m <sup>3</sup>
Surface Area	:	45 m <sup>2</sup> /g		
Diameter	:	3 mm	=	0.003 m
Void Fraction, $\epsilon$	:	0.03		

#### 1) Menghitung Volume Total Katalis

Dari persamaan 3.1-38 Geankoplis :

$$Nre, mf = \left[ 33.7^2 + 0.0408 \frac{Dp^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33.7$$

$$Dp = 0.003 \text{ m}$$

$$Nre, mf = 0.00966$$

Dari persamaan 3.1-15 Geankoplis

$$Nre, mf = \frac{Dp \times G'}{(1 - \epsilon)\mu}$$

$$G' = 0.059 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas area yang dibutuhkan} &= \frac{\text{Laju massa masuk}}{G'} \\ &= \frac{981.04 \text{ m}^2}{10559.62182 \text{ ft}^2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju massa umpan} &= 57.694 \text{ kg/s} \\ &= 207699 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju volumetrik umpan} &= 4.008 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 14428551.58 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

#### Asumsi :

$$\begin{aligned} \text{Residence time} &= 5.0 \text{ s} = 0.0014 \text{ jam} \\ \text{Catalyst Capacity} &= 360 \text{ kg feed/kg katalis jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa katalis} &= 576.94 \text{ kg} \\ \text{Volume katalis} &= 0.385 \text{ m}^3\end{aligned}$$

## 2) Perhitungan Ukuran Bejana

Asumsi :

$$L = 1.5 D$$

$$\text{Ruang kosong di atas katalis} = 0.2 D \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-22, hal 217})$$

$$\begin{aligned}V &= 0.25 \pi D^2 L \\ 20.4243 &= 1.1775 D^3 \\ D &= 2.589 \text{ m} = 101.9125 \text{ in}\end{aligned}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}\text{Tinggi reaktor (L)} &= 3.883 \text{ m} \\ \text{Volume reaktor (V)} &= 0.25 \pi D^2 L \\ &= 20.42 \text{ m}^3\end{aligned}$$

## 3) Perhitungan Tebal Bejana

$$P = 29.91 \text{ bar} = 433.809 \text{ psia}$$

$$D = 2.589 \text{ m} = 101.91 \text{ in}$$

$$R = \frac{1}{2} D = 50.96 \text{ in}$$

$$f = 72000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, App D, Hal 342 untuk SA-167 Grade 11-136})$$

$$C = 0.06 \text{ in}$$

$$ts = \frac{p \times R}{0.8f - 0.6p} + C$$

$$= 0.446 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ts} = 1/4 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 ts$$

$$= 102.41 \text{ in}$$

$$= 40 \text{ in} \quad (\text{ukuran standar, Brownell tabel 5.7})$$

$$ID \text{ baru} = OD - 2ts$$

$$= 39.5 \text{ in}$$

$$L = 59.3 \text{ in}$$

$$= 4.94 \text{ ft}$$

## 4) Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Standard dish head*

$$f = 72000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, App D, hal 342 untuk SA-167 Grade 11-136})$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal 254 untuk double welded butt joint})$$

$$C = 0.06 \text{ in}$$

b. Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa Standard Dished Head

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = 0.192 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 1/4 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_{ha}, \text{ Table 5.7 Brownell})$$

$$\text{Tinggi tutup atas} = 0.169 D$$

$$h_a = h_b = 6.68 \text{ in}$$

<b>Spesifikasi Alat :</b>	
Fungsi	= Mengkonversi CO dan H <sub>2</sub> O menjadi H <sub>2</sub> dan CO <sub>2</sub>
Temperatur operasi	= 200.00 °C
Tekanan operasi	= 29.91 bar
Kapasitas	= 20.42 m <sup>3</sup>
Diameter dalam (ID)	= 39.50 in = 1.00 m
Diameter luar (OD)	= 40.00 in = 1.02 m
Tinggi total	= 3.88 m
Tebal silinder	= 1/4 in = 0.006 m
Tipe tutup atas	= <i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	= 0.25 in = 0.006 m
Tipe tutup bawah	= <i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	= 0.25 in = 0.006 m
Jumlah (Unit)	= 1

### 15. COOLER II (E-311)

- Fungsi** : Mendinginkan *syngas* yang keluar dari *Gasifier* dan *WGS Reactor*  
**Jumlah** : 2 unit disusun parallel  
**Tipe** : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 30 \text{ bar} = 435.11 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 478.6 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned}t_1 &= 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 77 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_2 &= 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 1.030 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F} \\ \text{sg} &= 1\end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Syngas

$$\begin{aligned}T_1 &= 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ T_2 &= 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 104 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 0.019 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.445 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\ k &= 0.054 \text{ Btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F} \\ \text{sg} &= 0.488\end{aligned}$$

#### Kapasitas

$$\begin{aligned}\text{Tube Side} \\ W &= 465,887 \text{ kg/h} \\ &= 1,027,103 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shell Side} \\ W &= 103,808 \text{ kg/h} \\ &= 228,857 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 110.3 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 10.67$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.09$$

$$F_T = 0.83$$

$$\Delta T_{LMTD} = 91.63 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 248 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 90.5 \text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 Trial \ U_D &= 100 \text{ Btu/jam.ft}^{\circ}\text{F} \quad (D.Q. Kern, 1965) \\
 Duty &= 30,135,374.67 \text{ kJ/hr} = 28,568,335 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 3117.92 \text{ ft}^2 = 448979.83 \text{ in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 794.17 = 847 \quad (\text{standarisasi}) \\
 A \text{ Koreksi} &= 3325.32 \text{ ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 93.76 \text{ Btu/jam.ft}^{\circ}\text{F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side		Shell Side	
Number of Tubes	= 847	Inside Diameter	= 31 in
Length	= 20 ft	Baffle Space	= 24.13 in
BWG	= 10	Passes	= 1
Outside Diameter	= 0.75 in		
Inside Diameter	= 0.482 in		
Equiv. Diameter	= 0.743 in		
$a''$	= 0.196 ft <sup>2</sup> /ft		
$a'$	= 0.182 in <sup>2</sup>		
Clearence	= 0.188 in		
Pitch (triangular)	= 0.938 in		
Passes	= 2		

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
$\text{Flow Area}$ $a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.535 \text{ ft}^2$	$\text{Flow Area}$ $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.039 \text{ ft}^2$
$\text{Mass Velocity}$ $G_T = \frac{W}{a_T} = 1,918,897.6 \text{ lb/hr.ft}^2$	$\text{Mass Velocity}$ $G_s = \frac{W}{a_s} = 220281.74 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 35,768.28$	$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 299,953.96$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 8.5 \text{ ft/s}$ Dari gambar 25 (kern) $hi = 1400$ faktor koreksi: 1.050 $hi = 1470$	$J_H = 350$ $h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 163.1$
$h_{io} = h_t \times \frac{ID}{OD} = 945$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{lo}h_o}{h_{lo} + h_o} = 139.07 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00347 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 35768.28$	$N_{Re} = 299954$
$f = 0.00022$	$f = 0.0013$
	<i>Number of Crosses</i>
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s} = 1.2879 \text{ psi}$	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 9.946$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.3$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 2.4000 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_o s g \phi_s} = 1.0281 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i>	
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 3.688 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Gasifier dan WGS Reactor
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	$Cooling Water = 25 \text{ °C}$ $Syngas = 200 \text{ °C}$
Suhu Keluar	$Cooling Water = 40 \text{ °C}$ $Syngas = 40 \text{ °C}$
Shell Side (Syngas)	Diameter Dalam = 31 in Baffle Space = 24.1 in Passes = 1 $\Delta P = 1.028 \text{ psi}$

<i>Tube Side</i> <i>(Cooling Water)</i>	Diameter Luar = 0.75 in Jumlah <i>Tube</i> = 847 BWG = 10 <i>Pitch</i> = 0.9375 in $a''$ = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft $a'$ = 0.182 in <sup>2</sup> <i>Passes</i> = 2 $\Delta P$ = 3.688 psi
Rd	0.00347 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	3325.32 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	2 Unit

## 16. SEPARATOR I (H-312)

**Fungsi** : Memisahkan liquid dari gas yang akan dilanjutkan ke kompresor

**Tipe** : *Vertical drum*

**Jumlah** : 1 buah

**Perhitungan :**

Keterangan fluida masuk separator I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Masuk		Top Product	
CO	48228.07	CO	48228.07
N <sub>2</sub>	956.8744	N <sub>2</sub>	956.8743
COS	13.33163	COS	13.33162
H <sub>2</sub> S	1267.737	H <sub>2</sub> S	1267.721
H <sub>2</sub> O	701.0554	H <sub>2</sub> O	622.5598
H <sub>2</sub>	10414.86	H <sub>2</sub>	10414.86
CO <sub>2</sub>	129077.9	CO <sub>2</sub>	129077.2
CH <sub>4</sub>	16955.84	CH <sub>4</sub>	16955.84
O <sub>2</sub>	0	O <sub>2</sub>	0
Total	207615.7	Total	207536.4
Bottom Product			
		CO	0.00119
		N <sub>2</sub>	0.000116
		COS	7.03E-06
		H <sub>2</sub> S	0.015757
		H <sub>2</sub> O	78.49565
		H <sub>2</sub>	0.000217
		CO <sub>2</sub>	0.71949
		CH <sub>4</sub>	2.62E-06
		O <sub>2</sub>	0
		Total	79.2
Total Masuk	207615.7	Total Keluar	207615.7

Feed:

$$t = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 29.981 \text{ bar} = 434.8 \text{ psia}$$

$$W = 457,717 \text{ lb/hr}$$

Top Product:

$$t = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 29.98 \text{ bar} = 434.8 \text{ psia}$$

$$W_v = 457,542 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_v = 1.381 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_v = 331,312 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Bottom Product:

$$\begin{aligned} t &= 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F} \\ p &= 29.98 \text{ bar} = 434.8 \text{ psia} \\ W_L &= 174.68 \text{ lb/hr} \\ \rho_L &= 62.32 \text{ lb/ft}^3 \\ V_L &= 2.803 \text{ ft}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

Digunakan persamaan (4-93) Ulrich untuk menentukan superficial velocity:

$$\begin{aligned} v_v &= 0.064 \left( (\rho_L - \rho_g)/\rho_g \right)^{1/2} \\ &= 0.425 \text{ ft/s} \\ A &= Vv / v_v \\ &= 216.473 \text{ ft}^2 \\ A &= 1/4 \pi D^2 \\ D &= 16.61 \text{ ft} \end{aligned}$$

Dengan asumsi residence time ( $t$ ) = 10 menit dan ruang kosong 50%

$$\begin{aligned} L_L &= (V_L \times t)/A \\ &= 0.004 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang shell} &= L_L + 1.5D + 1.5 \\ &= 26.4 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{L/D ratio} = 1.59$$

### Menghitung Ketebalan Shell

$$\begin{aligned} P_{operasi} &= 434.8 \text{ psia} \\ P_{hydros} &= \rho_L \times g \times L_v \\ &= \frac{8.654}{144} \\ &= 0.06 \text{ psia} \\ P_{total} &= 420.2 \text{ psig} \\ P_{desain} &= 1.1 \times P_{total} \\ &= 462.2 \text{ psig} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} f &= 17500 \text{ psia } (\text{Plate steels SA-240 Grade B}) \\ E &= 0.8 \text{ (Tabel 13.2, Hal 254 untuk Double-welded butt joint)} \\ C &= 0.06 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{pD}{2(fE - 0.6P)} + C \\ &= \frac{462.21}{2 \times (17500 \times 1 - 0.6 \times 1070,317)} + 0.06 \\ t_s &= 3.42 \text{ in} \end{aligned}$$

Standarisasi  $t_s$  = 3 in (Brownell table 5.7)

OD	=	DI + 2 ts
	=	205.3 in = 180 in
Di baru	=	OD - 2ts
	=	174.0 in
L baru	=	276.8 in
	=	23 ft

### Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$V = \frac{2 + k^2}{6}$$

$$= 1$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{(2fE - 0.2P_{\text{desain}})} + C$$

$$= 2.9 \text{ in}$$

$$= 3 \text{ in (tebal standart, Brownell and young)}$$

<b>Spesifikasi Alat :</b>	
Fungsi	= Memisahkan liquid dari gas yang akan dilanjutkan ke kompresor
Temperatur operasi	= 40 °C
Tekanan operasi	= 29.98 bar
Diameter luar	= 180.00 in = 4.57 m
Tinggi total	= 276.76 in = 7.03 m
Tebal silinder	= 3.000 in = 0.08 m
Tipe tutup atas	= <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup atas	= 3.00 in = 0.08 m
Tipe tutup bawah	= <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup bawah	= 3.00 in = 0.08 m
Bahan konstruksi	= <i>Plate steels SA-240 Grade B</i>
Tipe pengelasan	= <i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah alat	= 1 buah

## 17. COMPRESSOR I (G-313)

**Fungsi** : Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses

**Type** : *Reciprocating Compressor*

**Jumlah** : 2 buah

**Data operasi :**

$$\text{Suhu masuk } (T_1) = 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu keluar } (T_2) = 75.6^\circ\text{C} = 168^\circ\text{F}$$

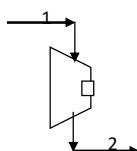
$$\text{Tekanan masuk } (P_1) = 29.98 \text{ bar} = 434.8 \text{ psia} = 2998.068 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan keluar } (P_2) = 41 \text{ bar} = 594.7 \text{ psia} = 4100 \text{ kPa}$$

$$\text{Rate massa} = 103,768 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 22.12 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Rate volume} = 4692 \text{ m}^3/\text{jam} = 1.303 \text{ m}^3/\text{s}$$



### A. Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)

$$Ps = P \text{ gas masuk}$$

$$Ps = 434.8 \text{ psia}$$

2. Temperatur Suction, Ts (°R)

$$Ts = 40^\circ\text{C} = 313.2 \text{ K}$$

3. Tekanan Discharge, Pd (psia)

$$Pd = P \text{ gas keluar}$$

$$Pd = 594.7 \text{ psia}$$

3. Temperatur Discharge, Td (°R)

$$Td = 75.6^\circ\text{C} = 573.8 \text{ K}$$

4. Overall compressor ratio, Rc (*Ludwig vol III,pers.(12-36)*)

$$Rc = \frac{Pd}{Ps} = \frac{594.7}{434.8} = 1.37$$

Rc maks/stage = 4,5 (*Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369*)

## B. Perhitungan BHP

$$\gamma_{\text{mix}} = 1.397$$

$$\eta_p = 0.76$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\eta_p}{\eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1.5969$$

b. Brake horse Powe(BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \times \left[ 1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -1707100 \text{ watt}$$

$$= -1707.1 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 2289.259 \text{ hp}$$

<b>Spesifikasi :</b>																	
Type	<i>Recyprocating Compressor</i>																
Jumlah Stage	1																
Bahan	Carbon Steel																
Kondisi Operasi	<table style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 5%;">Ps</td><td>=</td> <td style="width: 25%;">434.83</td><td style="width: 10%;">psi</td><td style="width: 10%;">Ts</td><td>=</td> <td style="width: 25%;">40</td><td style="width: 10%;">°C</td> </tr> <tr> <td>Pd</td><td>=</td> <td>594.66</td><td>psi</td><td>Td</td><td>=</td> <td>75.56</td><td>°C</td> </tr> </table>	Ps	=	434.83	psi	Ts	=	40	°C	Pd	=	594.66	psi	Td	=	75.56	°C
Ps	=	434.83	psi	Ts	=	40	°C										
Pd	=	594.66	psi	Td	=	75.56	°C										
Kapasitas (Kg/h)	103,768.21																
Power (hp)	2,289.26																

### 18. COOLER III (E-314)

- Fungsi** : Mendinginkan syngas yang keluar dari Separator  
**Jumlah** : 2 unit disusun parallel  
**Tipe** : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 41 \text{ bar} = 594.65 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 654.1 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned}t_1 &= 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F} \\ t_2 &= 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ cp &= 1.030 \text{ Btu/lb°F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ sg &= 1\end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Syngas

$$\begin{aligned}T_1 &= 75.1^\circ\text{C} = 167.18^\circ\text{F} \\ T_2 &= 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.015 \text{ cp} \\ cp &= 0.446 \text{ Btu/lb°F} \\ k &= 0.042 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ sg &= 0.488\end{aligned}$$

#### Kapasitas

<b>Tube Side</b>	<b>Shell Side</b>
$W = 105,273 \text{ kg/h}$	$W = 103,768 \text{ kg/h}$
$= 232,087 \text{ lb/h}$	$= 228,769 \text{ lb/h}$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 42.56^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2.34$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.30$$

$$F_T = 0.81$$

$$\Delta T_{LMTD} = 34.47^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 135.6^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 90.5^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

<i>Trial</i>	$U_D$	=	75	Btu/jam.ft. <sup>2</sup> .°F	(D.Q. Kern, 1965)
<i>Duty</i>		=	6809461.567	kJ/hr	= 6455370 Btu/hr
$A = \frac{Q}{U_D \Delta T}$		=	2496.91	ft <sup>2</sup>	= 359554.55 in <sup>2</sup>
$N_t = \frac{A}{a'' L}$		=	595.64		= 608 (standarisasi)
A Koreksi		=	2548.74	ft <sup>2</sup>	
$U_D$ Koreksi		=	73.47	Btu/jam.ft. <sup>2</sup> .°F	

### Heat Exchanger Design

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
Number of Tubes	= 608
Length	= 16 ft
BWG	= 16
Outside Diameter	= 1 in
Inside Diameter	= 0.87 in
Equiv. Diameter	= 0.99 in
$a''$	= 0.262 ft <sup>2</sup> /ft
$a'$	= 0.59 in <sup>2</sup>
Clearence	= 0.25 in
Pitch (Triangular)	= 1.25 in
Passes	= 2

### Heat Transfer Evaluation

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
<i>Flow Area</i>	<i>Flow Area</i>
$a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 1.246 \text{ ft}^2$	$a_S = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.396 \text{ ft}^2$
<i>Mass Velocity</i>	<i>Mass Velocity</i>
$G_T = \frac{W}{a_T} = 186,332 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_S = \frac{W}{a_S} = 163,872 \text{ lb/hr.ft}^2$
<i>Reynold Number</i>	<i>Reynold Number</i>
$N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2,42} = 6,269.38$	$N_{Re} = \frac{G_S \times d_e}{\mu \times 2,42} = 364,537$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 0.8 \text{ ft/s}$	$J_H = 470$
Dari gambar 25 (kern) $hi = 380$ faktor koreksi : 1.040 $hi = 395.2$	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 130.5$
$h_{lo} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 344$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 94.61 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00304 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 6269$	$N_{Re} = 364537$
$f = 0.0003$	$f = 0.0012$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D s \phi_s} = 0.0073 \text{ psi}$	$Number\ of\ Crosses$ $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 6.686$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.008$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0.0640 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s g \phi_s} = 0.2990 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.071 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Separator
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>Syngas</i> = 75.1 °C
Suhu Keluar	<i>Cooling Water</i> = 40 °C <i>Syngas</i> = 40 °C

<i>Shell Side</i> <i>(Syngas)</i>	Diameter Dalam	=	35 in
	<i>Baffle Space</i>	=	29 in
	Passes	=	1
	$\Delta P$	=	0.299 psi
<i>Tube Side</i> <i>(Cooling Water)</i>	Diameter Luar	=	1 in
	Jumlah <i>Tube</i>	=	608
	BWG	=	16
	<i>Pitch</i>	=	1.25 in
	a"	=	0.262 ft <sup>2</sup> /ft
	a'	=	0.590 in <sup>2</sup>
	Passes	=	2
	$\Delta P$	=	0.071 psi
Rd	0.00304 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu		
Luas Area	2548.74 ft <sup>2</sup>		
Jumlah Alat	2 Unit		

### 19. COOLER IV (E-315)

- Fungsi : Mendinginkan MDEA yang akan dimasukkan ke dalam absorber  
 Jumlah : 4 unit disusun parallel  
 Tipe : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 40.5 \text{ bar} = 587.40 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 646.1 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned}t_1 &= 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F} \\ t_2 &= 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ cp &= 1.031 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ sg &= 1\end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Recycle Amine

$$\begin{aligned}T_1 &= 117^\circ\text{C} = 242.53^\circ\text{F} \\ T_2 &= 49^\circ\text{C} = 120.2^\circ\text{F} \\ \mu &= 2.032 \text{ cp} \\ cp &= 0.720 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.128 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ sg &= 0.996\end{aligned}$$

#### Kapasitas

$$\begin{aligned}\text{Tube Side} \\ W &= 1,162,671 \text{ kg/h} \\ &= 2,563,247 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shell Side} \\ W &= 317,500 \text{ kg/h} \\ &= 699,966.85 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 81.81^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 4.531$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.16$$

$$F_T = 0.90$$

$$\Delta T_{LMTD} = 73.96^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 181.4^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 90.5^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 Trial \ U_D &= 150 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (D.Q. Kern, 1965) \\
 Duty &= 15406300.3 \text{ kJ/hr} = 14605173 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 1388.77 \text{ ft}^2 = 199982.42 \text{ in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 176.91 = 184 \quad (\text{standarisasi}) \\
 A \text{ Koreksi} &= 1444.40 \text{ ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 144.22 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side	Shell Side
Number of Tubes = 184	Inside Diameter = 31 in
Length = 20 ft	Baffle Space = 15.47 in
BWG = 10	Passes = 1
Outside Diameter = 1.5 in	
Inside Diameter = 1.23 in	
Equiv. Diameter = 1.486 in	
$a''$ = 0.393 ft <sup>2</sup> /ft	
$a'$ = 1.19 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.375 in	
Pitch (Triangular) = 1.875 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
$\text{Flow Area}$ $a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.760 \text{ ft}^2$	$\text{Flow Area}$ $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 0.666 \text{ ft}^2$
$\text{Mass Velocity}$ $G_T = \frac{W}{a_T} = 3371460.98 \text{ lb/hr.ft}^2$	$\text{Mass Velocity}$ $G_s = \frac{W}{a_s} = 1,051,042 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 160369.763$	$\text{Reynold Number}$ $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 26,455.55$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 15.0 \text{ ft/s}$  Dari gambar 25 (kern) $hi = 2200$ faktor koreksi : 0.920 $hi = 2024$	$J_H = 150$  $h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 348.5$
$h_{lo} = h_t \times \frac{ID}{OD} = 1660$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 287.99 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00346 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 160370$	$N_{Re} = 26,456$
$f = 0.00015$	$f = 0.0018$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s} = 1.0622 \text{ psi}$	<i>Number of Crosses</i> $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 15.516$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.7$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s \cdot 2g'} = 5.6000 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s g \phi_s} = 12.379 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 6.662 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendinginkan MDEA yang akan dimasukkan ke dalam absorber
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>MDEA</i> = 116.96 °C
Suhu Keluar	<i>Cooling Water</i> = 40 °C <i>MDEA</i> = 49 °C

<i>Shell Side</i> <i>(MDEA)</i>	Diameter Dalam = 31 in <i>Baffle Space</i> = 15.4678 in
	Passes = 1 $\Delta P$ = 12.379 psi
<i>Tube Side</i> <i>(Cooling Water)</i>	Diameter Luar = 1.5 in Jumlah <i>Tube</i> = 184 BWG = 10 <i>Pitch</i> = 1.875 in $a''$ = 0.393 ft <sup>2</sup> /ft $a'$ = 1.190 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 6.662 psi
Rd	0.00346 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	1444.40 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	4 Unit

## 20. RECYCLE CLEAN AMINE PUMP (L-316)

**Fungsi** : Memompa *clean amine* dari *Desorber* dan dikembalikan ke *Absorber*

**Tipe** : *Centrifugal Pump*

**Jumlah unit** : 2 buah

**Kondisi operasi :**

Suhu = 72 °C

P<sub>1</sub> (tekanan awal) = 1.8 bar = 3,759.38 lb/ft<sup>2</sup>

P<sub>2</sub> (tekanan tujuan) = 40 bar = 83,541.7 lb/ft<sup>2</sup>

**Perhitungan:**

Rate massa MDEA = 1,270,000 kg/jam

= 2,799,867 lb/jam

Viskositas = 0.0006 lb/ft.s

Densitas = 61.13 lb/ft<sup>3</sup>

$$\text{Volumetric rate (Q)} = \frac{2,799,867.40}{61.13 \times 3,600} \\ = 12.72 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Di, opt} = 3.9 Q^{0.45} \rho^{0.13} \\ = 20.4285 \text{ in}$$

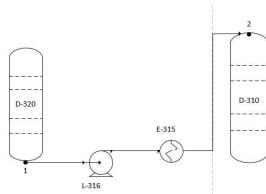
Digunakan pipa dengan *nominal size* : 22 in sch 20

ID = 21.25 in = 1.8 ft

OD = 22 in = 1.83 ft

A = 2.464 ft<sup>2</sup>

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{12.72}{2.46394} = 5.163 \text{ ft/s}$$



**Menentukan kerja pompa**

persamaan Bernoulli :  $\Delta v^2/(2gc) + \Delta z (g/gc) + \Delta(P/\rho) + \sum hf = \eta W_p$

dimana :

$$\text{faktor kinetik} = \Delta v^2/(2gc) = v_2^2 - v_1^2 \quad (v1 = 0 \text{ dan } v2 = 5.163 \text{ ft/s})$$

$$= 0.41431$$

$$(z_2 - z_1) = 54 \text{ ft}$$

$$\frac{(p_2 - p_1)}{\rho} = 1,305.1 \text{ ft.lbf/lb}$$

pressure drop pada Heat Exchanger

$$\text{pressure drop} = 7.3 \text{ psi} = 1,051.2 \text{ lb/ft}^2$$

$$\text{pressure drop}/\rho = 17.1955$$

perhitungan  $\Sigma hf$  (total friksi liquid)

digunakan = 2 buah elbow  $90^\circ$

1 buah gate valve

1 buah globe valve

\* friksi dalam 2 buah elbow  $90^\circ$

$$hf_1 = \frac{N \times kf \times v^2 / 2gc}{2 \times \rho \times 32.174} \quad (kf = 0.750) \quad (\text{Geankoplis, 93})$$

$$= \frac{2 \times 0.75 \times 26.660}{2 \times \rho \times 32.174}$$

$$= 0.621471399 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* friksi dalam 1 buah globe valve

$$hf_2 = \frac{N \times kf \times v^2 / 2gc}{1 \times \rho \times 32.174} \quad (kf = 9.500) \quad (\text{Geankoplis, 93})$$

$$= \frac{1 \times 9.5 \times 26.660}{2 \times \rho \times 32.174}$$

$$= 3.935985527 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* friksi dalam 1 buah gate valve

$$hf_3 = \frac{N \times kf \times v^2 / 2gc}{1 \times \rho \times 32.174} \quad (kf = 4.500) \quad (\text{Geankoplis, 93})$$

$$= \frac{1 \times 4.5 \times 26.660}{2 \times \rho \times 32.174}$$

$$= 1.864414197 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* friksi sepanjang pipa

untuk commercial steel didapatkan harga  $\varepsilon = 0.0015092 \text{ ft}$

$$Nre = 976,222 \quad \varepsilon/D = 1.8 \text{ ft}$$

$$f = 0.0035 \quad (\text{Figure 2.10-3, Geankoplis, hal 94})$$

asumsi panjang total  $\Delta L = 150 \text{ ft}$

$$F_f = 4f \frac{\Delta L \times v_2^2}{2 D g_c}$$

$$F_f = 0.491 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* kehilangan karena kontraksi :

$$hc = Kc \times v^2 / 2gc \quad (Kc = 0,550)$$

$$= 0.227872846 \text{ ft.lbf/lb}$$

\* kehilangan karena ekspansi :

$$he = Ke \times v^2 / 2gc \quad (Ke = 1)$$

$$= 0.414314266 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\Sigma F = hf_1 + hf_2 + hf_3 + F_f + hc + he$$

$$= 7.555$$

Mechanical energy balance:

$$\frac{1}{2\alpha} (v_2^2 - v_1^2) + \frac{g}{g_c} (z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F + W_s = 0$$

$$W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_1^2 - v_2^2) + \frac{g}{g_c} (z_1 - z_2) + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F$$

$$= 0.41431 \cdot 54 - 1,305.1 - 7.555 - 17$$

$$W_s = -1384.43945 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\eta = 1 - 0.12Q^{-0.27} \quad (Ulrich, eq 4-95a, hal 205)$$

$$= 0.94$$

$$W_F = (-W_s/\eta) = 1,473.42$$

$$Bh_l = \frac{W \times m}{550}$$

$$= 2083.52 \text{ hp}$$

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Iemompa clean amine dari Desorber dan dikembalikan ke Absorber
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Tekanan masuk	1.8 bar
Tekanan keluar	40 bar
Ukuran pipa	22 in sch 40
Power	2083.52 hp
Jumlah (unit)	1







## 21. ABSORBER (D-310)

**Fungsi** : Mengabsorb H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dengan solvent MDEA 45%wt  
**Tipe** : Sieve tray

$$P \text{ operasi} = 40 \text{ bar} = 4,000 \text{ kPa}$$

$$T \text{ operasi} = 40^\circ\text{C}$$

Bagian atas absorber

$$\text{Rate gas} = 77,005 \text{ kg/h} = 169,763 \text{ lb/h}$$

$$\text{Rate liquida} = 1,270,000 \text{ kg/h} = 2,799,824 \text{ lb/h}$$

Bagian bawah absorber

$$\text{Rate gas} = 207,536 \text{ kg/h} = 457,532 \text{ lb/h}$$

$$\text{Rate liquida} = 1,400,531 \text{ kg/h} = 3,087,590 \text{ lb/h}$$

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu bagian bawah :

$$\text{Liquid} = 1,400,531 \text{ kg/l} = 3,087,590 \text{ lb/hr}$$

$$\text{Vapor} = 207,536 \text{ kg/l} = 457,532 \text{ lb/hr}$$

$$\text{BM gas masuk} = 18.9$$

$$\text{Suhu gas masuk} = 40^\circ\text{C} = 104.0^\circ\text{F}$$

$$\text{Tekanan gas masuk} = 40 \text{ bar} = 580.2 \text{ psi}$$

$$\text{Densitas gas} = 30.40816274 \text{ kg/m}^3 = 1.898 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{gas}} = 241,020 \text{ ft}^3/\text{h} = 66.9 \text{ ft}^3/\text{s (cfs)}$$

$$\text{Densitas liquid} = 1029.28 \text{ kg/m}^3 = 642.6 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_{\text{liquid}} = 4,805.16 \text{ ft}^3/\text{h} = 599 \text{ gal/min (GPM)}$$

$$\mu_L = 4.407 \text{ cp} = 0.003 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{BM}_{\text{liquid}} = 31.21$$

1. Rate Maksimum dan Minimum ( $\pm 30\%$ )

$$Q = 599 \text{ gpm}$$

$$Q_{\max} = 779 \text{ gpm}$$

$$Q_{\min} = 419.4 \text{ gpm}$$

$$V = 66.9 \text{ cfs}$$

$$V_{\max} = 87.0 \text{ cfs}$$

$$V_{\min} = 46.9 \text{ cfs}$$

2. Diameter Kolom

$$\text{Tray spacing} = T = 22 \text{ in} \quad (\text{T max} = 30 \text{ in})$$

$$\text{Effective spacing} = S' = T - 2.5h_l = 17$$

$$\text{Batas entrainment maksimum} = e_w = 5\%$$

$$\text{Surface tension} = \sigma = 40 \text{ dynes/cm}$$

$$\text{Sieve tray entrainment correction} = V_c = 8.5 \quad (\text{Ludwig, Fig. 8.121})$$

$$\text{Diameter Kolom} : D_t = [(4/\pi)(V_{\max}/V_c)]^{0.5} \\ = 3.61 \text{ ft}$$

Dambil

$$D_t = 6.00 \text{ ft}$$

$$\text{Luas kolom} : A_t = 28.26 \text{ ft}^2$$

3. *Type tray*  
 $Q_{\max} = 779 \text{ gpm}$   
 $D_t = 6.00 \text{ ft}$   
 maka dipilih : *Cascade Double Pass* (Ludwig Vol. 2, Fig 8-120)
4. Panjang *weir* (*lw*)  
 Ditetapkan *lw* = *L*  
 $L/D = 0.8$   
 maka *L* =  $4.80 \text{ ft} = 58 \text{ in}$   
 $lw = 4.80 \text{ ft} = 58 \text{ in}$   
 $H/D = 0.195$   
 maka lebar DC = *H* =  $1.170 \text{ ft} = 14.04 \text{ in}$   
 Tinggi liquid di atas *weir* (*hw*) dan tinggi liquid di atas *plate* (*hl*)  
 untuk Double Pass  $Q = Q/2$
- $$how_{\min} = (Q_{\min}/(2,98 \cdot l_w))^{2/3} = 1.143 \text{ in}$$
- $$how_{\max} = (Q_{\max}/(2,98 \cdot l_w))^{2/3} = 1.727 \text{ in}$$
- $$hw \text{ (tinggi } weir) \text{ yang dipilih} = 2.0 \text{ in}$$
- $$hl_{\min} = hw + how_{\min} = 3.143 \text{ in (syarat : } hl_{\min} > 2\text{in)}$$
- $$hl_{\max} = hw + how_{\max} = 3.727 \text{ in (syarat : } hl_{\max} < 4\text{in)}$$
6. Kehilangan *Liquid Head* dalam *Downcorner*  
 $hlost = 1/4 \cdot 1/2 \text{ in, dipilih : } 0.25 \text{ in}$   
 Tinggi *clearance*, *hc* =  $hw - hlost = 1.75 \text{ in}$   
 $Adc = hc.lw/144 = 0.058 \text{ ft}^2$   
 dimana :  $Adc = \text{down comer clearance area, ft}^2$   
 $hc = \text{downcomer height clearance between bottom of downcomer and tray floor, in}$   
 $Ad/At = 0.14$   
 maka Luas DC =  $Ad = 3.96 \text{ ft}^2 = 570 \text{ in}$   
 $Adt = \text{Luas downcomer tengah} = 0.700 \text{ ft}^2$   
 $A_C = At - 2 Ad - Adt = 19.65 \text{ ft}^2$   
 dimana  $A_D = \text{downcomer area, ft}^2$   
 $hd = \text{head loss through downcomer assembly, in. of fluid}$   
 $hd = 0.03 (Q/(100 \cdot Adm))^2$   
 $Q = \text{liquid flow rate, gpm}$   
 $Adm = \text{minimum area through which liquid flows in the downcomer assembly, ft}^2$   
 $hd = 0.929 \text{ in}$   
 $hd < 1 \text{ in (memenuhi)}$
7. Luas active (*Aa*)  
 $dl = \text{lebar daerah penenang} = 3 \text{ in} = 0.25 \text{ ft}$   
 $We = \text{lebar daerah yang terbuang} = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$   
 $x = D/2 - H - dl = 1.580 \text{ ft}$   
 $r = D/2 - We = 2.875 \text{ ft}$

$$\begin{aligned}
 A_{a\text{ cross}} &= 2[x(r^2-x^2)0.5 + r^2\sin^{-1}(x/r)] \\
 A_a &= 17.14 \text{ ft}^2 = 1.59 \text{ m}^2 \\
 \% \text{ luas aktif} &= \frac{17.14 \times 100\%}{28.260} = 60.65 \%
 \end{aligned}$$

Syarat luas aktif memiliki range 60% - 80%, sehingga memenuhi syarat.

Dari perhitungan didapatkan L/D = 0.8

$$\begin{aligned}
 \% \text{ downcomer} &= Ad/At \times 100\% \\
 \% \text{ downcomer} &= \frac{3.956 \times 100\%}{28.260} = 14.00 \%
 \end{aligned}$$

8.

Total luas lubang

$$\text{Diameter lubang, do} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tray} = 1/3 \text{ in}$$

Penyusunan lubang secara segitiga sama sisi

$$Ao/Aa = 0,9065/n^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka } Ao &= 17.14 \times 0.9065/n^2 \\
 &= 15.54 /n^2
 \end{aligned}$$

*Hole spacing (n)* umumnya dari 2,5 - 4,5

n	2.5	3	3.5	4	4.5
Ao	2.486	1.726	1.268	0.971	0.767

$$\text{Dipilih n} = 2.5$$

$$Ao = 2.486$$

9.

Penurunan tekanan untuk uap

$$Uo = V_{max}/Ao = 35.01$$

a. Penurunan tekanan untuk plat kering

$$\begin{aligned}
 hp &= \{12(\rho_v/\rho_l)1,14(Uo_1^2/2gc)\} [0,4 \{1,25-(Ao/Ac)\} + \{1-(Ao/Ac)\}^2] \\
 &= 0.72 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Residual Penurunan Tekanan

$$\text{Sisa penurunan tekanan} = hr = 0,5 (\rho_{air}/\rho_L)$$

Total penurunan tekanan:

$$ht = hp + hr + hl \text{ max} = 4.472 \text{ in}$$

Tinggi liquida dalam *downcomer*:

$$hb = hl \text{ max} + ht + hd = 9.13 \text{ in}$$

$$\text{Jarak antar tray} = T + hw = 24 \text{ in}$$

Syarat :  $hb \leq \text{jarak antar tray}$  (memenuhi)

Jarak lemparan

$$tw = 0,8(\text{howl}(T+hw-hb))0,5 = 4.05 \text{ in}$$

$$tw/H = 0.289$$

Syarat :  $tw/H \leq 0,6$  (memenuhi)

10.

Penurunan tekanan akibat kedalaman liquid di *plate* (hpw)

$$hpw = 0,2 + 0,05 h_{max} = 0.32 \text{ in}$$

Penurunan tekanan melalui *dry plate* untuk rate uap minimum (hpm)

$$hpm = \{12(\rho/\rho_l)1,14(Uo_2^2/2gc)\} [0,4 \{1,25-(Ao/Ac)\} + \{1-(Ao/Ac)\}^2]$$

$$Uo_1 = V_{min}/Ao = 19$$

$$hpm = 0.33 \text{ in}$$

Syarat :  $hpm \geq h_{pw}$  (memenuhi)

11.

*Flooding & entrainment*

$$e = 0,22(73/\sigma)(U_c/Te)^{3,2}$$

$$U_c = V_{max}/Ac$$

$$U_c = \text{tower velocity, ft/s} = 4.43 \text{ fps}$$

$$Te = T - 2,5 \text{ hl max} = 12.68 \text{ in}$$

$$e = 0.0139$$

$$\psi = e/(1-e) = 0.0141 \text{ sebagai sumbu y}$$

$$(Q/V)^*(\rho/\rho_L)^{0,2} = 0.001 \text{ sebagai sumbu x}$$

% Flooding : 37 % (Ludwig, Fig. 8.138, page 190)

Syarat : % Flooding < 85% (memenuhi)

13.

Tinggi kolom

$$\text{Jumlah Tray} = 11$$

$$\text{Tinggi kolom} = 3 + (\sum \text{tray} - 1) \times T/12 + \text{tinggi bawah}$$

$$\text{Tinggi bagian bawah dengan waktu tinggal (tb)} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{Tinggi bagian bawah} = \frac{Q \times tb}{A_t \times \rho_{liquid}} = 28.34 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi tinggi kolom} = 49.67 \text{ ft} \approx 50 \text{ ft}$$

### Penentuan Tebal Shell

$$\text{Bahan} = SA 283 Grade B$$

$$f = 11,500 \text{ psi (Tabel 13.1 Brownell and Young)}$$

$$E = 0.8 \text{ (Tabel 13.2 Brownell and Young)}$$

$$C = 0.06$$

$$\text{Tekanan operasi (P}_{op}\text{)} = 588 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain (P}_{desain}\text{)} = 646.4 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{P \cdot ID}{2(fE - 0,6P)} + C \\ &= \frac{646.36}{2 \times ((11500 \times 0,8) - (0,6 \times 439,93))} \times 72.00 + 0.06 \\ &= 0.28 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\text{Standarisasi ts} = 0.313 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell and Young)}$$

$$OD = ID + 2ts$$

$$= 73 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 78 \text{ in (Tabel 5.7 Brownell and Young)}$$

$$icr = 4 \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$r = 78 \text{ in}$$

$$ID \text{ baru} = OD - 2ts$$

$$= 77 \text{ in} = 2 \text{ m}$$

**Penentuan Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) dan Bawah( $t_{hb}$ ) :**

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{f.E - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = 4.94 \text{ in}$$

$$t_{hb} = t_{ha} = 5 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi Tabel 5.7 Brownell and Young})$$

**Penentuan Tinggi Tutup Atas (ha) dan Bawah (hb)**

Jika menggunakan *standard dished head* :

$$ha = 0.169 \times OD$$

$$= 1.1 \text{ ft}$$

$$ha = hb = 1.1 \text{ ft}$$

Total tinggi absorber = tinggi actual + space atas + space bawah

ditetapkan jarak antara *top stage* dan *head* = 1 ft

space atas = space bawah

$$\begin{aligned} \text{tinggi head} + \text{jarak antara top stage dan head} &= 1.1 + 1 \\ &= 2.1 \text{ ft} \end{aligned}$$

Jadi tinggi total absorber = tinggi actual + space atas + space bawah

$$= 54.2 \text{ ft}$$

$$= 16.5 \text{ m}$$

## 22. DESORBER (D-320)

Fungsi : Merecovery solvent MDEA untuk digunakan kembali di absorber

Tipe : Sieve tray

Jumlah : 1

Kondisi operasi :

P operasi = 2 bar  
= 1.97 atm

T operasi = 99.0 °C

Bagian atas desorber

Rate gas = 2,670,199 kg/h = 5,886,681.69 lb/h

Rate liquida = 1,953,041 kg/h = 4,305,645 lb/h

Bagian bawah desorber

Rate liquida = 3,473,389 kg/h = 7,657,382 lb/h

Rate gas = 2,680,136 kg/h = 5,908,590 lb/h

Perhitungan didasarkan atas rate terbesar yaitu bagian bawah :

L = 3,473,389 kg/h = 7,657,382 lb/h

V = 2,680,136 kg/h = 5,908,590 lb/h

BM gas masuk = 32

Suhu gas masuk = 99 °C = 210 °F

Tekanan gas masuk = 2.00 bar = 29.01 psi

$\rho_{\text{gas}}$  = 3.492640095 kg/m<sup>3</sup> = 2.180 lb/ft<sup>3</sup>

$V_{\text{gas}}$  = 2,709,892 ft<sup>3</sup>/h = 752.75 ft<sup>3</sup>/s (cfs)

$\rho_{\text{liquid}}$  = 1043.8 kg/m<sup>3</sup> = 651.60 lb/ft<sup>3</sup>

$V_{\text{liquid}}$  = 7,336 ft<sup>3</sup>/h = 915 gal/min (GPM)

BM<sub>liquid</sub> = 31.99

$\mu_L$  = 2.01 cp = 0.0013 lb/ft.s

### 1. Rate Maksimum dan Minimum ( $\pm 30 \%$ )

Q = 914.72 gpm

Q<sub>max</sub> = 1,189.13 gpm

Q<sub>min</sub> = 640.30 gpm

V = 752.75 cfs

V<sub>max</sub> = 978.57 cfs

V<sub>min</sub> = 526.92 cfs

### 2. Diameter Kolom

Tray spacing : T = 18 in (T<sub>max</sub> = 36 in)

Effective spacing : S' = T-2,5h1

= 13

Batas entrainment maksimum : ew = 5 %

Surface tension σ = 42 dynes/cm

Sieve tray entrainment correction : V<sub>c</sub> = 7 (Ludwig, fig. 8.121)

Diameter Kolom : D<sub>t</sub> = [(4/π)(V<sub>max</sub>/V<sub>c</sub>)]<sup>0.5</sup>

= 13.34 ft

$$\text{Luas kolom} : At = 139.80 \text{ ft}^2$$

3. Type tray

$$Q_{\max} = 1,189.13 \text{ gpm}$$

$$Dt = 13.34 \text{ ft}$$

maka dipilih *Cascade Double pass*

4. Panjang *weir* (lw)

Ditetapkan  $lw = L$

$$L/D = 0.7$$

$$\text{maka } L = 9.34 \text{ ft} = 112.1 \text{ in}$$

$$lw = 9.34 \text{ ft} = 112.1 \text{ in}$$

$$H/D = 0.140$$

$$\text{maka lebar DC} = H = 1.868 \text{ ft} = 22.42 \text{ in}$$

5. Tinggi liquid di atas *weir* (hw) dan tinggi liquid di atas *plate* (hl)

untuk Double Pass  $Q = Q/2$

$$hw_{\min} = (Q_{\min}/(2.98 \cdot l_w))^{2/3} = 0.972 \text{ in}$$

$$hw_{\max} = (Q_{\max}/(2.98 \cdot l_w))^{2/3} = 1.469 \text{ in}$$

$$hw (\text{tinggi } \textit{weir}) \text{ yang dipilih} = 1.5 \text{ in}$$

$$hl_{\min} = hw + hw_{\min} = 2.47 \text{ in} \text{ (syarat : } hl_{\min} > 2 \text{ in)}$$

$$hl_{\max} = hw + hw_{\max} = 2.97 \text{ in} \text{ (syarat : } hl_{\max} < 4 \text{ in)}$$

6. Kehilangan *Liquid Head* dalam *Downcomer*

$$h_{\text{lost}} = 1/4 - 1/2 \text{ in dipilih : } 0.25 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi clearance, } hc = hw - h_{\text{loss}} = 1.25 \text{ in}$$

$$Adc = hc.lw/144 = 0.97 \text{ ft}^2 = 140 \text{ in}^2$$

$$\text{dimana : Adc} = \text{down comer clearance area, ft}^2$$

$$hc = \text{downcomer height clearance between bottom of downcomer and tray floor, in}$$

$$Ad/At = 0.085 \text{ maka Luas DC} = Ad = 11.88 \text{ ft}^2 = 1,711.10 \text{ in}^2$$

$$Adt = \text{Luas downcomer tengah} = 0.973 \text{ ft}^2$$

$$A_C = At - 2 Ad - Adt = 115.06 \text{ ft}^2$$

$$\text{dimana : } A_D = \text{downcomer area, ft}^2$$

$$hd = \text{head loss through downcomer assembly, in. of fluid}$$

$$= 0.03 (Q/(100 \cdot Adm))^2$$

$$Q = \text{liquid flow rate, gpm}$$

$$Adm = \text{minimum area through which}$$

$$\text{liquid flows in the downcomer assembly, ft}^2$$

$$hd = 0.3 \text{ in}$$

$$hd < 1 \text{ in (memenuhi)}$$

7. Luas active (Aa)

$$dl = \text{lebar daerah penenang} = 3 \text{ in} = 0.25 \text{ ft}$$

$$We = \text{lebar daerah yang terbuang} = 1.5 \text{ in} = 0.13 \text{ ft}$$

$$x = D/2 - H - dl = 4.55 \text{ ft}$$

$$r = D/2 - We = 6.55 \text{ ft}$$

$$A_{a\ cross} = 2[x(r^2-x^2)0.5 + r^2\sin^{-1}(x/r)]$$

$$Aa = 107.4 \text{ ft}^2$$

$$\% \text{ luas aktif} = \frac{107.408 \times 100\%}{139.796} = 76.8 \%$$

Syarat luas aktif memiliki range 60% - 80%, sehingga memenuhi syarat.

Dari perhitungan didapatkan L/D = 0.70

$$\% \text{ downcomer} = Ad/At \cdot 100\%$$

$$\% \text{ downcomer} = \frac{12 \times 100\%}{139.796} = 9 \%$$

8. Total luas lubang

$$\text{Diameter lubang, do} = 1/8 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tray} = 5/16 \text{ in}$$

Penyusunan lubang secara segitiga sama sisi

$$Ao/Aa = 0.9065/n^2, \text{ maka } Ao = 107 \times 0.9065/n^2 \\ = 97.365 /n^2$$

Hole spacing (n) umumnya dari 2,5 - 4,5

n	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5
Ao	15.578	10.818	7.948	6.085	4.808

$$\text{Dipilih n} = 2.5$$

$$Ao = 15.578 \text{ ft}^2$$

9. Penurunan tekanan untuk uap

$$Uo = V_{max}/Ao = 62.82$$

a. Penurunan tekanan untuk plat kering

$$hp = \{12(\rho_v/\rho_l)\}1.14(Uo_1^2/2gc) \{0.4 \{1.25-(Ao/Ac)\} + \{1-(Ao/Ac)\}^2\} \\ = 2.09 \text{ in}$$

b. Residual Penurunan Tekanan

$$\text{Sisa penurunan tekanan} = hr = 0.5 (\rho_{air}/\rho_L)$$

Total penurunan tekanan:

$$ht = hp + hr + hl \text{ max} = 5.088 \text{ in}$$

Tinggi liquida dalam downcomer :

$$hb = hl \text{ max} + ht + hd = 8.4 \text{ in}$$

$$\text{Jarak antar tray} = T + hw = 20 \text{ in}$$

Syarat :  $hb \leq \text{jarak antar tray}$  (memenuhi)

$$\text{Jarak lemparan} = tw = 0.8(how_1(T+hw-hb))^{0.5} = 5.23 \text{ in}$$

$$tw/H = 0.23335$$

Syarat :  $tw/H \leq 0.6$  (memenuhi)

10. Penurunan tekanan akibat kedalaman liquid di plate (h<sub>pw</sub>)

$$h_{pw} = 0.2 + 0.05 \text{ hl}_{max} = 0.35 \text{ in}$$

Penurunan tekanan melalui *dry plate* untuk rate uap minimum (hpm)

$$hpm = \{12(\rho_v/\rho_l)l, 14(Uo_2^2/2gc)\} [0,4 \{1,25-(Ao/Ac)\} + \{1-(Ao/Ac)\}^2]$$

$$Uo_2 = V_{min}/Ao = 33.82$$

$$hpm = 0.61$$

Syarat :  $hpm \geq h_{pw}$  (memenuhi)

### 11. Flooding & entrainment

$$e = 0.22(73/\sigma)(U_c/T_e)^{3/2}$$

$$U_c = V_{max}/A_c$$

$$U_c = tower velocity, ft/s = 4.58 \text{ fps}$$

$$T_e = T - 2,5 \text{ hl max} = 10.58 \text{ in}$$

$$e = 0.026 \leq 0.1 \text{ (memenuhi)}$$

$$\psi = e/(1-e) = 0.03 \text{ sebagai sumbu y}$$

$$(Q/V)^*(\rho_v/\rho_L)^{0.5} = 0.0002 \text{ sebagai sumbu x}$$

% Flooding : 42 % (*Ludwig, Fig. 8.138, page 203*)

Syarat : % Flooding < 85% (memenuhi)

### 13. Tinggi kolom

$$\text{Jumlah Tray} = 5$$

$$\text{Tinggi kolom} = 3 + (\sum \text{tray} - 1) \times T/12 + \text{tinggi bawah}$$

$$\text{Tinggi bagian bawah dengan waktu tinggal (tb)} = 10 \text{ menit}$$

$$\text{Tinggi bagian bawah} = \frac{Q \times tb}{At \times \rho_{liquid}} = 14.01 \text{ ft}$$

$$\text{Jadi tinggi kolom} = 23.01 \text{ ft} \approx 23 \text{ ft}$$

### Penentuan Tebal Shell

$$\text{Bahan} = SA 283 Grade B \quad (\text{Brownell and Young, 251})$$

$$f = 11500 \text{ psi}$$

$$E = 0.8 \quad (\text{Double welded butt joint})$$

$$C = 0.060 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan operasi (P}_{op}\text{)} = 29.38 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan desain (P}_{desain}\text{)} = 32.32 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal shell (ts)} &= \frac{P \cdot ID}{2(f \cdot E - 0.6 P)} + C \\ &= \frac{32.32}{2 \times ((11.500 \times 0.8) - (0.6 \times 32.32))} + 1/16 \\ &= 0.201 \text{ in} \\ &= 4/16 \text{ in (ukuran standar)} \end{aligned}$$

$$OD = ID + 2 ts$$

$$= 80.6 \text{ in} = 6.71 \text{ ft}$$

$$\text{Standarisasi OD} = 84 \text{ in } (\text{Brownell and Young, Tabel 5.7, p 91})$$

$$icr = 5 1/8 \text{ in}$$

$$r = 84 \text{ in}$$

$$ID \text{ baru} = OD - 2 t_s$$

$$= 84 \text{ in}$$

**Penentuan Tebal Tutup Atas ( $t_{ha}$ ) dan Bawah( $t_{hb}$ ) :**

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{f \times E - 0.1 \times \pi} + C$$

$$t_{ha} = 0.321 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 3/8 \text{ in}$$

$$t_{hb} = t_{ha} = 3/8 \text{ in}$$

Ketinggian tutup atas (ha) dan bawah (hb) jika menggunakan *standard dished head*:

$$ha = 0.169 \times D$$

$$= 1.18 \text{ ft}$$

$$ha = hb = 1.18 \text{ ft}$$

Total tinggi desorber = tinggi actual + space atas + space bawah

ditetapkan jarak antara *top stage* dan *head* = 1 ft

space atas = space bawah

tinggi head + jarak antara *top stage* dan *head* = 1.18 + 1 = 2.18 ft

Jadi tinggi total stripper = tinggi actual + space atas + space bawah

$$= 25.18 \text{ ft}$$

$$= 7.673632 \text{ m}$$

### 23. HEAT EXCHANGER (E-322)

- Fungsi** : Mendinginkan *Rich Amine* dan memanaskan *Lean Amine*  
**Jumlah** : 5 unit disusun parallel  
**Tipe** : 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 3 \text{ bar} = 43.51 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 47.86 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - Rich Amine

$$\begin{aligned}t_1 &= 83.89^\circ\text{C} = 183^\circ\text{F} \\ t_2 &= 99^\circ\text{C} = 210.2^\circ\text{F} \\ \mu &= 1.979 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.782 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.134 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.98\end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Lean Amine

$$\begin{aligned}T_1 &= 166.5^\circ\text{C} = 331.7^\circ\text{F} \\ T_2 &= 104.1^\circ\text{C} = 219.38^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.650 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.708 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.242 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.955\end{aligned}$$

#### Kapasitas

$$\begin{aligned}\text{Tube Side} \\ W &= 280,106 \text{ kg/h} \\ &= 617,528 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shell Side} \\ W &= 135,123 \text{ kg/h} \\ &= 297,894.80 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} = 70.58^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1.163$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.51$$

$$F_T = 1.00$$

$$\Delta T_{LMTD} = 70.58^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 275.5^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 196.6^\circ\text{F}\end{aligned}$$

**Overall Heat Transfer Coefficient**

$$\begin{aligned}
 Trial U_D &= 70 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} & (D.Q. Kern, 1965) \\
 Duty &= 25132874.57 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 5087.23 \text{ ft}^2 = 732560.97 \text{ in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 1295.78 = 1377 & (\text{standarisasi}) \\
 A_{\text{Koreksi}} &= 5406.10 \text{ ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 65.87 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

**Heat Exchanger Design**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
Number of Tubes = 1377	Inside Diameter = 39 in
Length = 20 ft	Baffle Space = 9.75 in
BWG = 10	Passes = 1
Outside Diameter = 0.75 in	
Inside Diameter = 0.482 in	
Equiv. Diameter = 0.743 in	
$a''$ = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft	
$a'$ = 0.182 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.188 in	
Pitch (Triangular) = 0.938 in	
Passes = 2	

**Heat Transfer Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
Flow Area	Flow Area
$a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.870 \text{ ft}^2$	$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 0.528 \text{ ft}^2$
Mass Velocity	Mass Velocity
$G_T = \frac{W}{a_T} = 709,649 \text{ lb/hr.ft}^3$	$G_s = \frac{W}{a_s} = 564,061 \text{ lb/hr.ft}^2$
Reynold Number	Reynold Number
$N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2,42} = 5,952.42$	$N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2,42} = 22,187.47$
$J_H = 20$	$J_H = 150$
$h_i = j_H \left( \frac{k}{ID} \right) \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_t^{0.14} = 150.7$	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 726.1$
$h_{lo} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 97$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_c = \frac{h_{lo}h_o}{h_{lo} + h_o} = 85.46 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00348 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 5952.4$	$N_{Re} = 22187.47$
$f = 0.0003$	$f = 0.0018$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \phi_s} = 0.2461 \text{ psi}$	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 9.846$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.08$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_t = \frac{4n v^2}{s \cdot 2g'} = 0.6556 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s g \phi_s} = 5.9387 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.902 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendinginkan Rich Amine dan memanaskan Lean Amine
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	<i>Rich Amine</i> = 83.89407 °C <i>Lean Amine</i> = 166.499 °C
Suhu Keluar	<i>Rich Amine</i> = 99 °C <i>Lean Amine</i> = 104.0987 °C

<i>Shell Side (Lean Amine)</i>	Diameter Dalam	=	39 in
	<i>Baffle Space</i>	=	9.75 in
	Passes	=	1
	$\Delta P$	=	5.939 psi
<i>Tube Side (Rich Amine)</i>	Diameter Luar	=	0.75 in
	Jumlah <i>Tube</i>	=	1377
	BWG	=	10
	<i>Pitch</i>	=	0.9375 in
	a"	=	0.196 ft <sup>2</sup> /ft
	a'	=	0.182 in <sup>2</sup>
	Passes	=	2
	$\Delta P$	=	0.902 psi
Rd	0.00348 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu		
Luas Area	5406.10 ft <sup>2</sup>		
Jumlah Alat	5 Unit		

#### 24. REGENERATOR CONDENSER (E-323)

Fungsi : Mengkondensasikan  $H_2O$  dari Acid Gas keluaran Desorber  
 Jumlah : 16  
 Tipe : Vertical Condenser

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 1.98 \text{ bar} = 28.72 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 31.5892 \text{ psi} \end{aligned}$$

##### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned} t_1 &= 25^\circ C = 77^\circ F \\ t_2 &= 40^\circ C = 104^\circ F \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ cp &= 1.030 \text{ Btu/lb}^\circ F \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ F \\ sg &= 1 \end{aligned}$$

##### Hot Fluid - Shell Side - Acid Gas

$$\begin{aligned} T_1 &= 119.6^\circ C = 247.3^\circ F \\ T_2 &= 117.5^\circ C = 243.5^\circ F \\ \mu &= 0.014 \text{ cp} \\ cp &= 0.418 \text{ Btu/lb}^\circ F \\ k &= 0.015 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ F \\ sg &= 0.960 \end{aligned}$$

#### Kapasitas

##### Tube Side

$$\begin{aligned} W &= 440,794 \text{ kg/h} \\ &= 971,783 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

##### Shell Side

$$\begin{aligned} W &= 166,887 \text{ kg/h} \\ &= 367,923.36 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 154.6^\circ F$$

$$F_T = 1.00$$

proses isothermal

$$\Delta T_{LMTD} = 154.608^\circ F$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned} T_C &= T_{ave} = 245.399^\circ F \\ t_C &= t_{ave} = 90.5^\circ F \end{aligned}$$

#### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned} \text{Trial } U_D &= 150 \text{ Btu/jam.ft}^\circ F \quad (\text{D.Q. Kern, 1965}) \\ \text{Duty} &= 27025281 \text{ kJ/h} = 25615023.32 \text{ Btu} \\ A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 1104.52 \text{ ft}^2 = 159050.43 \text{ in}^2 \\ N_t = \frac{A}{a'' L} &= 468.89 = 559 \quad (\text{standarisasi}) \\ A \text{ Koreksi} &= 1316.78 \text{ ft}^2 \\ U_D \text{ Koreksi} &= 125.82 \text{ Btu/jam.ft}^\circ F \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

#### Tube Side

Number of Tubes	=	559
Length	=	12 ft
BWG	=	12
Outside Diameter	=	0.75 in
Inside Diameter	=	0.532 in
Equiv. Diameter	=	0.9485 in
$a''$	=	0.196 $\text{ft}^2/\text{ft}$
$a'$	=	0.223 $\text{in}^2$
Clearence	=	0.25 in
Pitch (Triangular)	=	1 in
Passes	=	2

#### Shell Side

Inside Diameter	=	27 in
Baffle Space	=	24.3 in
Passes	=	1

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
Flow Area $a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.433 \text{ ft}^2$	Flow Area $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.139 \text{ ft}^2$
Mass Velocity $G_T = \frac{W}{a_T} = 2,245,148.4 \text{ lb/hr.ft}^2$	Mass Velocity $G_s = \frac{W}{a_s} = 323005.42 \text{ lb/hr.ft}^2$
Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 46,192.87$	Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 737,655.1$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 10 \text{ ft/s}$ Dari gambar 25 (kern) $hi = 2000$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1418.67$	trial $ho = 300$ $tw = tc + \frac{h_{io}}{(ho+h_{io})}(Tc - tc)$ $tw = 218.4 \text{ }^\circ\text{F}$ $tf = (Tc+tw)/2$ $tf = 231.9 \text{ }^\circ\text{F}$ $G'' = M/\pi.Nt.OD$ $= 3355.132 \text{ lb/hr.ft}$  Dari Fig. 12.9 $ho = 300 \text{ Btu/hr.ft}^2.{}^\circ\text{F}$ (memenuhi)

### Clean Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 247.63 \text{ Btu/hr.ft}^2.{}^\circ\text{F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00391 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 46192.87$	$N_{Re} = 737655.1$
$f = 0.00017$	$f = 0.0009$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D s \phi_s} = 0.7406 \text{ psi}$	<i>Number of Crosses</i> $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 6$
$\frac{V^2}{2g'} = 1$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 8.0000 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s g \phi_s} = 0.316 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i> $\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 8.741 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mengkondensasikan H <sub>2</sub> O dari Acid Gas keluaran Desorber
Tipe	Vertical Condenser
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>Acid Gas</i> = 119.5988 °C
Suhu Keluar	<i>Cooling Water</i> = 40 °C <i>Acid Gas</i> = 117.5109 °C
<i>Shell Side (Acid Gas)</i>	Diameter Dalam = 27 in
	<i>Baffle Space</i> = 24.3 in
	Passes = 1
	ΔP = 0.316 psi
<i>Tube Side (Cooling Water)</i>	Diameter Luar = 0.75 in
	Jumlah <i>Tube</i> = 559
	BWG = 12
	<i>Pitch</i> = 1 in
	a" = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft
	a' = 0.223 in <sup>2</sup>
	Passes = 2
	ΔP = 8.741 psi
Rd	0.00391 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	1316.78 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	16 Unit

## 25. REGENERATOR REBOILER (E-324)

- Fungsi : Mendidihkan kembali sebagian *Bottom Product* dari Desorber  
 Jumlah : 12 unit disusun parallel  
 Tipe : *Kettle Reboiler*

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 2 \text{ bar} = 29.01 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 31.91 \text{ psi}\end{aligned}$$

### Cold Fluid - Tube Side - Steam

$$\begin{aligned}T_1 &= 284.8^\circ\text{C} = 544.6^\circ\text{F} \\ T_2 &= 284.8^\circ\text{C} = 544.6^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.151 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 1.129 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.391 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 1.000\end{aligned}$$

### Hot Fluid - Shell Side - Lean Amine

$$\begin{aligned}t_1 &= 119.6^\circ\text{C} = 247.3^\circ\text{F} \\ t_2 &= 122.4^\circ\text{C} = 252.3^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.645 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.753 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.090 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.990\end{aligned}$$

**Kapasitas**

$$\begin{aligned}W &= 33,025 \text{ kg/h} \\ &= 72,807 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}W &= 289,449 \text{ kg/h} \\ &= 638,125 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 294.8028^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned}F_T &= 1.00 \\ \text{proses isothermal} \\ \Delta T_{LMTD} &= 200^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 544.6^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 249.8^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}\text{Trial Q/A} &= 12000 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{F} \quad (\text{D.Q. Kern, 1965}) \\ \text{Duty} &= 49883889 \text{ kJ/h} = 47280803 \text{ Btu/hr} \\ A = \frac{Q}{12000} &= 3940.07 \text{ ft}^2 = 567369.63 \text{ in}^2 \\ N_t = \frac{A}{a'' L} &= 1254.48 = 1337 \quad (\text{standarisasi}) \\ A \text{ Koreksi} &= 4199.25 \text{ ft}^2 \\ U_D \text{ Koreksi} &= 186.55 \text{ Btu/jam.ft}^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

#### Tube Side

Number of Tubes	=	1337
Length	=	16 ft
BWG	=	18
Outside Diameter	=	0.75 in
Inside Diameter	=	0.652 in
Equiv. Diameter	=	0.743 in
$a''$	=	0.196 $\text{ft}^2/\text{ft}$
$a'$	=	0.334 $\text{in}^2$
Clearence	=	0.188 in
Pitch (Triangular)	=	0.938 in
Passes	=	2

#### Shell Side

Inside Diameter	=	39 in
Baffle Space	=	31.2 in
Passes	=	1

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
$Flow\ Area = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 1.551 \text{ ft}^2$ $Mass\ Velocity = \frac{w}{a_T} = 46,955.6 \text{ lb/hr.ft}^2$ $Reynold\ Number = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 6,993$ untuk steam jenuh $hio = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$	Trial $h_o = 300 \text{ Btu/hr.F.ft}^2$ $tw = tc + \frac{hio}{(ho + hio)} (T_c - tc)$ $tw = 495.5 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $\Delta tw = 245.7 \text{ }^{\circ}\text{F}$ dari Fig. 15.11 $hv > 300$ sehingga diambil $ho = 300 \text{ Btu/jam.ft}^2.^{\circ}\text{F}$

### Clean Overall Coefficient

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 250.00 \text{ Btu/hr.ft}^2.^{\circ}\text{F}$$

### Dirt Factor

$$R_D = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.00136 \text{ hr.ft}^2.^{\circ}\text{F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 6993$	diabaikan
$f = 0.00026$	
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D s \varnothing_s} = 0.0005 \text{ psi}$	
$\frac{V^2}{2g'} = 0.001$	
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0.0080 \text{ psi}$	
<i>Tube Pressure Drop</i>	
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.009 \text{ psi}$	

Spesifikasi	Keterangan
Fungsi	Mendidihkan kembali sebagian Bottom Product dari Desorber
Tipe	Kettle Reboiler
Bahan	Carbon Steel SA-129 A
Suhu Masuk	$Steam = 284.7833 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $Lean Amine = 119.6 \text{ }^{\circ}\text{C}$
Suhu Keluar	$Steam = 284.7833 \text{ }^{\circ}\text{C}$ $Lean Amine = 122.4 \text{ }^{\circ}\text{C}$
<i>Shell Side (Lean Amine)</i>	Diameter Dalam = 39 in <i>Baffle Space</i> = 31.2 in Passes = 1 $\Delta P$ = diabaikan
<i>Tube Side (Steam)</i>	Diameter Luar = 0.75 in Jumlah <i>Tube</i> = 1337 BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0.9375 in a" = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft a' = 0.334 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 0.009 psi
Rd	0.00136 hr.ft. <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	4199.25 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	12 Unit

## 26. METANATOR I (R-410)

Fungsi	:	Tempat terjadinya reaksi CO dan H <sub>2</sub> menjadi CH <sub>4</sub> ( <i>methane</i> )
Tipe	:	<i>Fixed Bed Reactor</i>
Jumlah	:	1 buah
Kondisi Operasi	:	
Suhu	=	300 °C = 572 °F
Tekanan	=	30.0 bar = 29.6 atm

Katalis yang digunakan adalah Nickel G-56 , dengan data sebagai berikut :

Bentuk	=	<i>Sphere</i>
<i>Bulk density</i> ( $\rho_p$ )	=	8.9 g/cm <sup>3</sup>
	=	8900 kg/m <sup>3</sup>
<i>Void fraction</i>	=	0.304

$$\text{Surface Area} = 42 \text{ m}^2/\text{g}$$

Data

Rate feed	=	154,009 kg/jam
$\rho_{\text{feed}}$	=	0.467 lb/ft <sup>3</sup>
	=	7.479 kg/m <sup>3</sup>
Volumetrik feed	=	20,592.79 m <sup>3</sup> /jam

### Menghitung Volume Reaktor, Tinggi Reaktor dan Tinggi Katalis

Residence time	=	10 s
Kebutuhan katalis	=	0.003 <u>liter katalis</u> liter feed /jam
Volume Katalis	=	Kebutuhan katalis x volume feed = 57,202 liter = 57.20 m <sup>3</sup>
Massa Katalis	=	volume katalis x bulk density = 509,100 kg
Void fract. (e)	=	<u>(volume bed - volume katalis)</u> volume bed
0.304	=	<u>volume bed - 57.202</u> volume bed
Volume bed	=	82.187 m <sup>3</sup>

Asumsi : Katalis menempati 80% dari volume reaktor, maka

$$\text{Volume reaktor} = \frac{100}{80} \times \text{volume bed}$$
$$= 102.734 \text{ m}^3$$

$$\text{Ls/D} = 1.5$$

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bejana} &= ((1/4) \pi D^2 L_s) + 2 \times (0,0847 D^3) \\
 102.734 &= 1.347 D^3 \\
 D^3 &= 76.3 \\
 D &= 4.24 \text{ m} = 166.96 \text{ in} \\
 L_s &= 6.36 \text{ m} = 250.45 \text{ in} \\
 &= 21 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari tinggi katalis dalam shell (h)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume katalis} &= (1/4) \pi D^2 h \\
 57.20 &= 14.12 h \\
 h &= 4.052 \text{ m} = 159.51 \text{ in} \\
 &= 13.293 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 435.1 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= 9.8 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 444.9 \text{ psi} \\
 P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 489.4 \text{ psi} \\
 &= 475 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Reaktor

Reaktor berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*. Sambungan ditetapkan menggunakan *double welded butt joint*.

(Brownell and Young hal.254)

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 f &= 17,200 \text{ psi} \text{ (Brownell App D, untuk SA-240 Grade M)} \\
 C &= 0.06 \text{ in} \\
 E &= 0.8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \\
 t_s &= 3.0 \text{ in} = 3 \text{ in (tebal standar)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 t_s \\
 &= 173.0 \text{ in} \\
 &= 180 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi OD, Tabel 5.7 Brownell})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka, ID baru} &= OD - 2 t_s \\
 &= 174 \text{ in} = 4.42 \text{ m} \\
 L \text{ baru} &= 261 \text{ in} = 6.63 \text{ m} \\
 &= 22 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa Standard DishedHead

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = 2.7 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 2.75 \text{ in (Standarisasi tha, Table 5.7 Brownell)}$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0.169 D$$

$$h_a = h_b = 29.41 \text{ in}$$

$$= 0.747 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 319.8 \text{ in}$$

$$= 8.123 \text{ m}$$

## 27. HEATER (E-411)

- Fungsi** : Memanaskan *syngas* yang keluar dari *Absorber*  
**Jumlah** : 2 unit disusun parallel  
**Tipe** : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Kondisi Operasi :**

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 44.13 \text{ bar} = 640.05 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 704.1 \text{ psi}\end{aligned}$$

### *Hot Fluid - Tube Side - steam*

$$\begin{aligned}T_1 &= 337.8 \text{ }^{\circ}\text{C} = 640 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ T_2 &= 337.8 \text{ }^{\circ}\text{C} = 640 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 0.012 \text{ cp} \\ \lambda &= 452 \text{ Btu/lb (Kern)} \\ k &= 0.041 \text{ Btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F} \\ sg &= 0.104\end{aligned}$$

### *Cold Fluid - Shell Side - syngas*

$$\begin{aligned}t_1 &= 49.47 \text{ }^{\circ}\text{C} = 121 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_2 &= 332 \text{ }^{\circ}\text{C} = 629.6 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ \mu &= 0.033 \text{ cp} \\ cp &= 0.779 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \\ k &= 0.077 \text{ Btu/hr.ft.}^{\circ}\text{F} \\ sg &= 0.289\end{aligned}$$

**Kapasitas**

$$\begin{aligned}\text{Tube Side} \\ W &= 16,873 \text{ kg/h} \\ &= 37,197 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shell Side} \\ W &= 38,503 \text{ kg/h} \\ &= 84,884.47 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

**Log Mean Temperature Difference**

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 130.1 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 1.93$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.35$$

$$F_T = 1.00$$

$$\Delta T_{LMTD} = 130.1 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

**Caloric Temperature**

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 375.3 \text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 640 \text{ }^{\circ}\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } U_D &= 100 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{D.Q. Kern, 1965}) \\
 \text{Duty} &= 35477853 \quad \text{kJ/h} = 33626515.3 \quad \text{Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 2585.20 \quad \text{ft}^2 = 372268.48 \quad \text{in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 658.48 = 721 \quad (\text{standarisasi}) \\
 A \text{ Koreksi} &= 2830.65 \quad \text{ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 91.33 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
Number of Tubes = 721	Inside Diameter = 29 in
Length = 20 ft	Baffle Space = 19.83 in
BWG = 18	Passes = 1
Outside Diameter = 0.75 in	
Inside Diameter = 0.652 in	
Equiv. Diameter = 0.743 in	
a'' = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft	
a' = 0.334 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.188 in	
Pitch (Triangular, Passes = 0.938 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$Flow\ Area$ $a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 0.836 \quad \text{ft}^2$	$Flow\ Area$ $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 0.799 \quad \text{ft}^2$
$Mass\ Velocity$ $G_T = \frac{W}{a_T} = 44,486.1 \quad \text{lb/hr.ft}$	$Mass\ Velocity$ $G_s = \frac{W}{a_s} = 106281.75 \quad \text{lb/hr.ft}^2$
$Reynold\ Number$ $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 86,251$	$Reynold\ Number$ $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 83,063.09$
untuk steam jenuh hio = $\frac{1500}{1500}$	$J_H = 200$

	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 172.1$
--	---

**Clean Overall Coefficient**

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 154.38 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00447 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
specific vol of steam from table 7	
v = 0.15	N <sub>Re</sub> = 83063.09
s = 0.10	f = 0.0014
N <sub>Re</sub> = 86251	Number of Crosses
f = 0.0001	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 12.103$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} \times D s \phi_s} = 0.0002 \text{ psi}$	Shell Pressure Drop
$\frac{V^2}{2g'} = 0.005$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e s g \phi_s} = 0.50 \text{ psi}$
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0.3845 \text{ psi}$	
<i>Tube Pressure Drop</i>	
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 0.385 \text{ psi}$	

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Memanaskan syngas yang keluar dari Absorber
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>
Suhu Masuk	$Steam = 337.7778 \text{ } ^\circ\text{C}$ $Syngas = 49.4672 \text{ } ^\circ\text{C}$
Suhu Keluar	$Steam = 337.8 \text{ } ^\circ\text{C}$ $Syngas = 332 \text{ } ^\circ\text{C}$
<i>Shell Side (Syngas)</i>	Diameter Dalam = 29 in <i>Baffle Space</i> = 19.82915 in Passes = 1 $\Delta P$ = 0.496 psi
<i>Tube Side (Cooling Water)</i>	Diameter Luar = 0.75 in Jumlah <i>Tube</i> = 721 BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0.9375 in a" = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft a' = 0.334 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 0.385 psi
Rd	0.00447 hr.ft. <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	2830.65 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	2 Unit

### 28. COOLER V (E-412)

- Fungsi : Mendinginkan *syngas* yang keluar dari *Methanator I*  
 Jumlah : 3 unit disusun parallel  
 Tipe : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 30 \text{ bar} = 435.11 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 478.6 \text{ psi} \end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned} t_1 &= 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F} \\ t_2 &= 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 1.030 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 1 \end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Syngas

$$\begin{aligned} T_1 &= 937.9^\circ\text{C} = 1720.2^\circ\text{F} \\ T_2 &= 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.033 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.852 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.106 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.404 \end{aligned}$$

#### Kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Tube Side} \\ W &= 1,026,710 \text{ kg/h} \\ &= 2,263,504.9 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Shell Side} \\ W &= 51,336 \text{ kg/h} \\ &= 113,175.98 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 941.2^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 25.52$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.03$$

$$F_T = 0.99$$

$$\Delta T_{LMTD} = 930.9^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned} T_C &= T_{ave} = 1146^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 99.5^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 Trial U_D &= 75 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (D.Q. Kern, 1965) \\
 Duty &= 110,747,868 \text{ kJ/hr} = 104,988,979 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 1503.78 \text{ ft}^2 = 216544.34 \text{ in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 638.39 = 721 \quad (\text{standarisasi}) \\
 A \text{ Koreksi} &= 1698.39 \text{ ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 66.41 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side	Shell Side
Number of Tubes = 721	Inside Diameter = 29 in
Length = 12 ft	Baffle Space = 26.77 in
BWG = 18	Passes = 1
Outside Diameter = 0.75 in	
Inside Diameter = 0.652 in	
Equiv. Diameter = 0.743 in	
$a''$ = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft	
$a'$ = 0.33 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.188 in	
Pitch (Triangular, = 0.938 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
Flow Area $a_T = \frac{N_t \times a'}{n \times 144} = 0.826 \text{ ft}^2$	Flow Area $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.078 \text{ ft}^2$
Mass Velocity $G_T = \frac{W}{a_T} = 2739836.983 \text{ lb/hr.ft}^2$	Mass Velocity $G_s = \frac{W}{a_s} = 104966.74 \text{ lb/hr.ft}^2$
Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 69,086.08$	Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_s \times d_e}{\mu \times 2.42} = 82,110.54$
$v = \frac{Gt}{3600 \cdot \rho} = 12 \text{ ft/s}$	$J_H = 110$
Dari gambar 25 (kern) hi = 1400 faktor koreksi : 0.940 hi = 1316	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 120.4$
$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 1144$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_C = \frac{h_{lo}h_o}{h_{lo} + h_o} = 108.90 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00588 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i><b>Tube Side</b></i>	<i><b>Shell Side</b></i>
$N_{Re} = 69086$	$N_{Re} = 82111$
$f = 0.00015$	$f = 0.0017$
	<i>Number of Crosses</i>
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} x D s \phi_s} = 0.7940 \text{ psi}$	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 5.379$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.4$	<i>Shell Pressure Drop</i>
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 3.2000 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f \phi_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} x D_s s g \phi_s} = 0.1865 \text{ psi}$
<i>Tube Pressure Drop</i>	
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 3.994 \text{ psi}$	

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator I
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>
Suhu Masuk	<i>Syngas</i> = 937.8997 °C <i>Cooling Water</i> = 25 °C
Suhu Keluar	<i>Cooling Water</i> = 50 °C <i>Syngas</i> = 300 °C
<i>Shell Side</i> <i>(Syngas)</i>	Diameter Dalam = 29 in <i>Baffle Space</i> = 26.7693 in Passes = 1 $\Delta P$ = 0.187 psi
<i>Tube Side</i> <i>(Cooling Water)</i>	Diameter Luar = 0.75 in Jumlah <i>Tube</i> = 721 BWG = 18 <i>Pitch</i> = 0.9375 in <i>a"</i> = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft <i>a'</i> = 0.330 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 3.994 psi
Rd	0.00588 hr.ft <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	1698.39 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	3 Unit

## 29 EXPANDER (G-413)

**Fungsi** : Menurunkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses

**Type** : *Centrifugal Expander*

**Jumlah** : 2 buah

**Data operasi :**

Suhu masuk ( $T_1$ ) = 332 °C = 630 °F

Suhu keluar ( $T_2$ ) = 300 °C = 572 °F

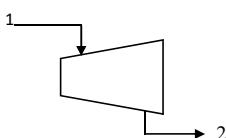
Tekanan masuk ( $P_1$ ) = 39.931 bar = 579.2 psia = 3993.105 kPa

Tekanan keluar ( $P_2$ ) = 30 bar = 435.1 psia = 3000 kPa

Rate massa = 38,503 kg/jam

Densitas = 7.5655 kg/m<sup>3</sup>

Rate volume = 5089.3 m<sup>3</sup>/jam = 1.4137 m<sup>3</sup>/s



### A. Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)

$$Ps = P \text{ gas masuk}$$

$$Ps = 579.2 \text{ psia}$$

2. Temperatur Suction, Ts (°R)

$$Ts = 332 ^\circ C = 605.15 \text{ K}$$

3. Tekanan Discharge, Pd (psia)

$$Pd = P \text{ gas keluar}$$

$$Pd = 435.1 \text{ psia}$$

3. Temperatur Discharge, Td (°R)

$$Td = 300.0 ^\circ C = 573.8 \text{ K}$$

4. Overall expander ratio, Rc (*Ludwig vol III,pers.(12-36)*)

$$Rc = \frac{Ps}{Pd} = \frac{579.2}{435.1} = 1.33$$

Rc maks/stage = 4,5 (*Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369*)

## B. Perhitungan BHP

$$\gamma_{mix} = 1.34605$$

$$\eta_p = 0.74298$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\eta_p}{\eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1.5291$$

b. Brake horse Power (BHP) staged expander

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta_p} \times \left[ 1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -2283779.965 \text{ watt}$$

$$= -2283.78 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 3062.60 \text{ hp}$$

### Spesifikasi :

Type	Centrifugal Expander		
Jumlah Stage	1		
Bahan	Carbon Steel		
Kondisi Operasi	Ps	=	579.15 psi
	Pd	=	435.11 psi
Kapasitas (Kg/h)	38,503.0		
Power (hp)	3,062.60		

### 30. COMPRESSOR II (G-414)

**Fungsi** : Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses

**Type** : Reciprocating Compressor

**Jumlah** : 1 buah

**Data operasi :**

Suhu masuk ( $T_1$ ) = 300 °C = 572 °F

Suhu keluar ( $T_2$ ) = 300.3 °C = 573 °F

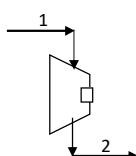
Tekanan masuk ( $P_1$ ) = 29 bar = 420.6 psia = 2900 kPa

Tekanan keluar ( $P_2$ ) = 30 bar = 435.1 psia = 3000 kPa

Rate massa = 137,213 kg/jam

Densitas = 8.02 kg/m³

Rate volume = 17109 m³/jam = 4.752 m³/s



#### A. Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, Ps (psia)

$$Ps = P \text{ gas masuk}$$

$$Ps = 420.6 \text{ psia}$$

2. Temperatur Suction, Ts (°R)

$$Ts = 300 ^\circ C = 573.2 \text{ K}$$

3. Tekanan Discharge, Pd (psia)

$$Pd = P \text{ gas keluar}$$

$$Pd = 435.1 \text{ psia}$$

3. Temperatur Discharge, Td (°R)

$$Td = 300.3 ^\circ C = 573.8 \text{ K}$$

4. Overall compresor ratio, Rc (Ludwig vol III,pers.(12-36))

$$Rc = \frac{Pd}{Ps} = \frac{435.1}{420.6} = 1.03$$

Rc maks/stage = 4,5 (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369 )

6. Pressure drop untuk kompresor sebesar 2 psi

## B. Perhitungan BHP

$$\gamma_{\text{mix}} = 1.26084$$

$$\eta_p = 0.75006$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\eta_p}{\eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1.3809$$

b. Brake horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta p} \times \left[ 1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -625854 \text{ watt}$$

$$= -625.854 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 839.2843 \text{ hp}$$

### Spesifikasi :

Type	Reciprocating Compressor		
Jumlah Stage	1		
Bahan	Carbon Steel		
Kondisi Operasi	Ps = 420.61 psi	Ts = 300 °C	
	Pd = 435.11 psi	Td = 300.30 °C	
Kapasitas (Kg/h)	137,213.40		
Power (hp)	839.28		

### 31. METANATOR II (R-420)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi CO dan H<sub>2</sub> menjadi CH<sub>4</sub> (methane)

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Opera :

Suhu = 300 °C = 572 °F

Tekanan = 30.0 bar = 29.6 atm

Katalis yang digunakan adalah Nickel G-56 , dengan data sebagai berikut :

Bentuk = *Sphere*

*Bulk density* ( $\rho_p$ ) = 8.9 g/cm<sup>3</sup>

= 8900 kg/m<sup>3</sup>

*Void fraction* = 0.304

*Surface Area* = 42 m<sup>2</sup>/g

Data

Rate feed = 77,004 kg/jam

$\rho$  feed = 0.6572 lb/ft<sup>3</sup>

= 10.528 kg/m<sup>3</sup>

Volumetrik feed = 7,314.44 m<sup>3</sup>/jam

#### Menghitung Volume Reaktor, Tinggi Reaktor dan Tinggi Katalis

*Residence time* = 10 s

Kebutuhan katalis = 0.003  $\frac{\text{liter katalis}}{\text{liter feed /jam}}$

Volume Katalis = Kebutuhan katalis x volume feed

= 20,318 liter = 20.32 m<sup>3</sup>

Massa Katalis = volume katalis x bulk density

= 180,829 kg

Void fract. (e) =  $\frac{(\text{volume bed} - \text{volume katalis})}{\text{volume bed}}$

0.304 =  $\frac{\text{volume bed} - 20.318}{\text{volume bed}}$

Volume bed = 29.192 m<sup>3</sup>

Asumsi : Katalis menempati 80% dari volume reaktor, maka

Volume reaktor =  $\frac{100}{80} \times \text{volume bed}$

= 36.490 m<sup>3</sup>

Ls/D = 1.5

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bejana} &= ((1/4) \pi D^2 L_s) + 2 \times (0,0847 D^3) \\
 36.490 &= 1.347 D^3 \\
 D^3 &= 27.1 \\
 D &= 3.00 \text{ m} = 118.24 \text{ in} \\
 L_s &= 4.51 \text{ m} = 177.37 \text{ in} \\
 &\quad = 15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari tinggi katalis dalam shell (h)

$$\begin{aligned}
 \text{Volume katalis} &= (1/4) \pi D^2 h \\
 20.32 &= 7.08 \text{ h} \\
 h &= 2.869 \text{ m} = 112.97 \text{ in} \\
 &\quad = 9.4138 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 435.1 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= 6.9 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 442.0 \text{ psi} \\
 P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 486.2 \text{ psi} \\
 &= 472 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Reaktor

Reaktor berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*. Sambungan ditetapkan menggunakan *double welded butt joint*.

(Brownell and Young hal.254)

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 f &= 17,200 \text{ psi} \text{ (Brownell App D, untuk SA-240 Grade M)} \\
 C &= 0.06 \text{ in} \\
 E &= 0.8
 \end{aligned}$$

$$ts = \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C$$

$$ts = 2.129 \text{ in} = 2 \frac{1}{4} \text{ in (tebal standar)}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 ts \\
 &= 122.7 \text{ in} \\
 &= 126 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi OD, Tabel 5.7 Brownell})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{maka, ID baru} &= OD - 2 ts \\
 &= 122 \text{ in} = 3.09 \text{ m} \\
 L \text{ baru} &= 183 \text{ in} = 4.64 \text{ m} \\
 &= 15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa Standard DishedHead

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = 1.91 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 2 \frac{3}{4} \text{ in } (\text{Standarisasi tha, Table 5.7 Brownell})$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0.169 D$$

$$h_a = h_b = 20.57 \text{ in}$$

$$= 0.523 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 223.8 \text{ in}$$

$$= 5.684 \text{ m}$$

### 32. COOLER V (E-421)

- Fungsi : Mendinginkan *syngas* yang keluar dari *Methanator 2*  
 Jumlah : 1 unit disusun parallel  
 Tipe : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

#### Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 30 \text{ bar} = 435.11 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 478.6 \text{ psi}\end{aligned}$$

**Cold Fluid - Tube Side - CW**

$$\begin{aligned}t_1 &= 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F} \\ t_2 &= 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 1.030 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 1\end{aligned}$$

**Hot Fluid - Shell Side - Syngas**

$$\begin{aligned}T_1 &= 449.4^\circ\text{C} = 840.9^\circ\text{F} \\ T_2 &= 300^\circ\text{C} = 572^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.033 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.730 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.106 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.421\end{aligned}$$

#### Kapasitas

<b>Tube Side</b>	<b>Shell Side</b>
$W = 308,941 \text{ kg/h}$	$W = 77,004 \text{ kg/h}$
$= 681,098.5 \text{ lb/h}$	$= 169,763.67 \text{ lb/h}$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 600^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 5.976$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.06$$

$$F_T = 0.98$$

$$\Delta T_{LMTD} = 588^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 706.5^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 99.5^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } U_D &= 100 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F} && (\text{D.Q. Kern, 1965}) \\
 \text{Duty} &= 33,322,519 \text{ kJ/hr} = 31,589,748 \text{ Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 537.23 \quad \text{ft}^2 = 77361.06 \quad \text{in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 136.91 = 140 && (\text{standarisasi}) \\
 \text{A Koreksi} &= 549.36 \quad \text{ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 97.79 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side	Shell Side
Number of Tubes = 140	Inside Diameter = 23.25 in
Length = 12 ft	Baffle Space = 21.6 in
BWG = 18	Passes = 1
Outside Diameter = 1.25 in	
Inside Diameter = 1.15 in	
Equiv. Diameter = 1.238 in	
a'' = 0.327 ft <sup>2</sup> /ft	
a' = 1.04 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.313 in	
Pitch (Triangular) = 1 4/7 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
Flow Area $a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.506 \text{ ft}^2$	Flow Area $a_S = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 0.697 \text{ ft}^2$
Mass Velocity $G_T = \frac{W}{a_T} = 1,347,227.7 \text{ lb/hr.ft}$	Mass Velocity $G_S = \frac{W}{a_S} = 243392.31 \text{ lb/hr.ft}$
Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 59,917.97$	Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_S \times d_e}{\mu \times 2.42} = 317,323.91$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 5.99 \text{ ft/s}$	$J_H = 360$

Dari gambar 25 (kern)	
hi = 1000	
faktor koreksi : 0.920	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{C_P \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 224.4$
$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 846$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 177.40 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00459 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

Tube Side	Shell Side
$N_{Re} = 59918$	$N_{Re} = 317324$
$f = 0.00016$	$f = 0.0014$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} x D s \phi_s} = 0.1161 \text{ psi}$	Number of Crosses $N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 6.667$
$\frac{V^2}{2g'} = 0.65$	Shell Pressure Drop
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 5.2000 \text{ psi}$	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} x D_e s g \phi_s} = 0.4726 \text{ psi}$
Tube Pressure Drop	
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 5.316 \text{ psi}$	

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator 2
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>Syngas</i> = 449.4 °C
Suhu Keluar	<i>Cooling water</i> = 50 °C <i>syngas</i> = 300 °C
<i>Shell Side</i> ( <i>Syngas</i> )	Diameter Dalam = 23.25 in <i>Baffle Space</i> = 21.59969 in Passes = 1 $\Delta P$ = 0.473 psi
<i>Tube Side</i> ( <i>Cooling Water</i> )	Diameter Luar = 1.25 in Jumlah <i>Tube</i> = 140 BWG = 18 <i>Pitch</i> = 1.5625 in $a''$ = 0.327 ft <sup>2</sup> /ft $a'$ = 1.040 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 5.316 psi
Rd	0.00459 hr.ft. <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	549.36 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	1 Unit

### 33. METANATOR III (R-420)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi CO dan H<sub>2</sub> menjadi CH<sub>4</sub> (methane)

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Jumlah : 1 buah

Kondisi Operas :

Suhu = 300 °C = 572 °F

Tekanan = 29.7 bar = 29.3 atm

Katalis yang digunakan adalah Nickel G-56 , dengan data sebagai berikut :

Bentuk = *Sphere*

*Bulk density* ( $\rho_p$ ) = 8.9 g/cm<sup>3</sup>

= 8900 kg/m<sup>3</sup>

*Void fraction* = 0.304

*Surface Area* = 42 m<sup>2</sup>/g

Data

Rate feed = 77,004 kg/jam

$\rho$  feed = 0.657 lb/ft<sup>3</sup>

= 10.53 kg/m<sup>3</sup>

Volumetrik feed = 7,314.44 m<sup>3</sup>/jam

#### Menghitung Volume Reaktor, Tinggi Reaktor dan Tinggi Katalis

Residence time = 10 s

Kebutuhan katalis = 0.003  $\frac{\text{liter katalis}}{\text{liter feed /jam}}$

Volume Katalis = Kebutuhan katalis x volume feed

= 20,318 liter = 20.32 m<sup>3</sup>

Massa Katalis = volume katalis x bulk density

= 180,829 kg

Void fract. (e) =  $\frac{(\text{volume bed} - \text{volume katalis})}{\text{volume bed}}$

0.304 =  $\frac{\text{volume bed} - 20.318}{\text{volume bed}}$

Volume bed = 29.192 m<sup>3</sup>

Asumsi : Katalis menempati 80% dari volume reaktor, maka

Volume reaktor =  $\frac{100}{80} \times \text{volume bed}$

= 36.490 m<sup>3</sup>

Ls/D = 1.5

$$\begin{aligned}
 \text{Volume bejana} &= ((1/4)\pi D^2 L_s) + 2 \times (0,0847 D^3) \\
 36.490 &= 1.347 D^3 \\
 D^3 &= 27.1 \\
 D &= 3.00 \text{ m} = 118.2 \text{ in} \\
 L_s &= 4.51 \text{ m} = 177.4 \text{ in} \\
 &\quad = 15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Untuk mencari tinggi katalis dalam shell ( $h$ )

$$\begin{aligned}
 \text{Volume katalis} &= (1/4)\pi D^2 h \\
 20.32 &= 7.08 h \\
 h &= 2.869 \text{ m} = 113 \text{ in} \\
 &\quad = 9.414 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 431.1 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= \frac{\rho (H-1)}{144} \\
 &= 6.9 \text{ psi} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 438.0 \text{ psi} \\
 P_{\text{design}} &= 1.1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 481.8 \text{ psi} \\
 &= 467 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

### Menghitung Tebal Reaktor

Reaktor berupa silinder tegak dengan tutup atas dan bawah berbentuk *standard dished head*. Sambungan ditetapkan menggunakan *double welded butt joint*.

(Brownell and Young hal.254)

a. Tebal bagian silinder

$$\begin{aligned}
 f &= 17,200 \text{ psi} \text{ (Brownell App D, untuk SA-240 Grade M)} \\
 C &= 0.06 \text{ in} \\
 E &= 0.8
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \times r_i}{fE - 0.6P} + C \\
 ts &= 2.109 \text{ in} = 2 \frac{1}{4} \text{ in (tebal standar)} \\
 OD &= ID + 2 ts \\
 &= 122.7 \text{ in} \\
 &= 126 \text{ in (Standarisasi OD, Tabel 5.7 Brownell)} \\
 \text{maka, ID baru} &= OD - 2 ts \\
 &= 122 \text{ in} = 3.09 \text{ m} \\
 L \text{ baru} &= 183 \text{ in} = 4.64 \text{ m} \\
 &= 15 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa Standard DishedHead

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \pi \times r}{fE - 0.1\pi} + C$$

$$t_{ha} = 1.90 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 2 \text{ in } (\text{Standarisasi tha, Table 5.7 Brownell})$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 D$$

$$h_a = h_b = 20.58 \text{ in}$$

$$= 0.523 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = 223.8 \text{ in}$$

$$= 5.685 \text{ m}$$

### 34. COOLER V (E-431)

- Fungsi : Mendinginkan *syngas* yang keluar dari *Methanator 3*  
 Jumlah : 4 unit disusun parallel  
 Tipe : 1-2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}\text{Tekanan Total} &= \text{Tekanan Operasi} \\ &= 30 \text{ bar} = 435.11 \text{ psi} \\ \text{Tekanan Desain} &= 1.1 \times \text{Tekanan Total} \\ &= 478.6 \text{ psi}\end{aligned}$$

#### Cold Fluid - Tube Side - CW

$$\begin{aligned}t_1 &= 25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F} \\ t_2 &= 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.890 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 1.030 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.353 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 1\end{aligned}$$

#### Hot Fluid - Shell Side - Syngas

$$\begin{aligned}T_1 &= 331.6^\circ\text{C} = 628.8^\circ\text{F} \\ T_2 &= 40^\circ\text{C} = 104^\circ\text{F} \\ \mu &= 0.033 \text{ cp} \\ \text{cp} &= 0.760 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \\ k &= 0.106 \text{ Btu/hr.ft.}^\circ\text{F} \\ \text{sg} &= 0.421\end{aligned}$$

#### Kapasitas

$$\begin{aligned}\text{Tube Side} \\ W &= 500,331 \text{ kg/h} \\ &= 1,103,039.0 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Shell Side} \\ W &= 19,251 \text{ kg/h} \\ &= 42,440.90 \text{ lb/h}\end{aligned}$$

#### Log Mean Temperature Difference

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 167.8^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 19.44$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.05$$

$$F_T = 0.84$$

$$\Delta T_{LMTD} = 141.6^\circ\text{F}$$

#### Caloric Temperature

$$\begin{aligned}T_C &= T_{ave} = 366.4^\circ\text{F} \\ t_C &= t_{ave} = 90.5^\circ\text{F}\end{aligned}$$

### Overall Heat Transfer Coefficient

$$\begin{aligned}
 \text{Trial } U_D &= 75 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F} && (\text{D.Q. Kern, 1965}) \\
 \text{Duty} &= 32,363,248 \quad \text{kJ/hr} = 30,680,359 \quad \text{Btu/hr} \\
 A = \frac{Q}{U_D \Delta T} &= 2888.96 \quad \text{ft}^2 = 416009.68 \quad \text{in}^2 \\
 N_t = \frac{A}{a'' L} &= 735.85 = 745 && (\text{standarisasi}) \\
 \text{A Koreksi} &= 2924.87 \quad \text{ft}^2 \\
 U_D \text{ Koreksi} &= 74.08 \quad \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

### Heat Exchanger Design

Tube Side	Shell Side
Number of Tubes = 745	Inside Diameter = 31 in
Length = 20 ft	Baffle Space = 22.34 in
BWG = 16	Passes = 1
Outside Diameter = 0.75 in	
Inside Diameter = 0.62 in	
Equiv. Diameter = 0.949 in	
a'' = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft	
a' = 0.302 in <sup>2</sup>	
Clearence = 0.25 in	
Pitch (Triangular) = 1 in	
Passes = 2	

### Heat Transfer Evaluation

Tube Side	Shell Side
Flow Area $a_T = \frac{N_T \times a'}{n \times 144} = 0.781 \quad \text{ft}^2$	Flow Area $a_S = \frac{ID \times C' \times B}{n \times P_s \times 144} = 1.202 \quad \text{ft}^2$
Mass Velocity $G_T = \frac{W}{a_T} = 1,411,952.6 \quad \text{lb/hr.ft}$	Mass Velocity $G_S = \frac{W}{a_S} = 35295.65 \quad \text{lb/hr.ft}$
Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_T \times ID}{\mu \times 2.42} = 33,855.56$	Reynold Number $N_{Re} = \frac{G_S \times d_e}{\mu \times 2.42} = 35,254.95$
$v = \frac{Gt}{3600, \rho} = 6.28 \quad \text{ft/s}$	$J_H = 140$

Dari gambar 25 (kern) hi = 950 faktor koreksi : 0.960 hi = 912	$h_o = j_H \left( \frac{k}{d_e} \right) \left( \frac{C_P \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \phi_s^{0.14} = 115.5$
$h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD} = 754$	

**Clean Overall Coefficient**

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 100.15 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

**Dirt Factor**

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 0.00351 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

**Pressure Drop Evaluation**

<i>Tube Side</i>	<i>Shell Side</i>
$N_{Re} = 33856$	$N_{Re} = 35255$
$f = 0.00016$	$f = 0.0019$
$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} x D s \phi_s} = 0.3942 \text{ psi}$	<i>Number of Crosses</i>
$\frac{V^2}{2g'} = 0.09$	$N + 1 = 12 \times \frac{L}{B} = 10.742$
$\Delta P_r = \frac{4n v^2}{s 2g'} = 0.7200 \text{ psi}$	<i>Shell Pressure Drop</i>
<i>Tube Pressure Drop</i>	$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N + 1)}{5.22 \times 10^{10} x D_e s g \phi_s} = 0.0378 \text{ psi}$
$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 1.114 \text{ psi}$	

<b>Spesifikasi</b>	<b>Keterangan</b>
Fungsi	Mendinginkan syngas yang keluar dari Methanator 3
Tipe	1-2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>
Suhu Masuk	<i>Cooling Water</i> = 25 °C <i>syngas</i> = 331.6 °C
Suhu Keluar	<i>Syngas</i> = 40 °C <i>Cooling Water</i> = 40 °C
<i>Shell Side</i> ( <i>Syngas</i> )	Diameter Dalam = 31 in <i>Baffle Space</i> = 22.34211 in Passes = 1 $\Delta P$ = 0.038 psi
<i>Tube Side</i> ( <i>Cooling Water</i> )	Diameter Luar = 0.75 in Jumlah <i>Tube</i> = 745 BWG = 16 <i>Pitch</i> = 1 in $a''$ = 0.196 ft <sup>2</sup> /ft $a'$ = 0.302 in <sup>2</sup> Passes = 2 $\Delta P$ = 1.114 psi
Rd	0.00351 hr.ft. <sup>2</sup> .°F/Btu
Luas Area	2924.87 ft <sup>2</sup>
Jumlah Alat	4 Unit

### 35. SEPARATOR II (H-432)

**Fungsi** : Memisahkan *Liquid* dari *syngas*

**Tipe** : *Vertical Drum*

**Jumlah** : 1 buah

**Perhitungan :**

Keterangan fluida masuk separator II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
Masuk		Top Product	
CO	213.8857	CO	213.878
N <sub>2</sub>	955.331	N <sub>2</sub>	955.1589
COS	12.61694	COS	12.60792
H <sub>2</sub> S	0.10287	H <sub>2</sub> S	0.101122
H <sub>2</sub> O	31276.39	H <sub>2</sub> O	140.4129
H <sub>2</sub>	35.02245	H <sub>2</sub>	35.02134
CO <sub>2</sub>	178.8773	CO <sub>2</sub>	177.8966
CH <sub>4</sub>	44331.34	CH <sub>4</sub>	44331.33
O <sub>2</sub>	0	O <sub>2</sub>	0
Total	77003.6	Total	45866.4
Bottom Product			
		CO	0.007755
		N <sub>2</sub>	0.172099
		COS	0.009016
		H <sub>2</sub> S	0.001749
		H <sub>2</sub> O	31135.98
		H <sub>2</sub>	0.001106
		CO <sub>2</sub>	0.980718
		CH <sub>4</sub>	0.009403
		O <sub>2</sub>	0
		Total	31137.2
Total Masu	77003.6	Total Kelua	77003.6

Feed:

$$t = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 29.66 \text{ bar} = 430.1 \text{ psia}$$

$$W = 169,765 \text{ lb/hr}$$

Top Product:

$$t = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 104 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 29.66 \text{ bar} = 430.1 \text{ psia}$$

$$W_v = 101,118.7 \text{ lb/hr}$$

$$\rho_v = 1.212 \text{ lb/ft}^3$$

$$V_v = 83,432 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

Bottom Product:

$$\begin{aligned}t &= 40^{\circ}\text{C} = 104^{\circ}\text{F} \\p &= 29.66 \text{ bar} = 430.1 \text{ psia} \\W_L &= 68646 \text{ lb/hr} \\p_L &= 62.23 \text{ lb/ft}^2 \\V_L &= 1103.044 \text{ ft}^3/\text{hr}\end{aligned}$$

Digunakan persamaan (4-93) Ulrich untuk menentukan *superficial velocity*:

$$\begin{aligned}v_v &= 0.064 ((\rho_l - \rho_g)/\rho_g)^{1/2} \\&= 0.454 \text{ ft/s} \\A &= Vv / v_v \\&= 51.034 \text{ ft}^2 \\A &= 1/4 \pi D^2 \\D &= 8.06 \text{ ft}\end{aligned}$$

Dengan asumsi residence time ( $t$ ) 10 menit

$$\begin{aligned}L_L &= (V_L \times t)/A \\&= 10.5798 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Panjang shell } L_L + 1.5D + 1.5 \\&= 24.2 \text{ ft}\end{aligned}$$

L/D ratio = 3.00

### Menghitung Ketebalan Shell

$$\begin{aligned}P_{\text{operasi}} &= 430.1 \text{ psia} \\P_{\text{hydros}} &= p_L \times g \times L_v \\&= \frac{21184}{144} \\&= 147.1 \text{ psia} \\P_{\text{total}} &= 562.5 \text{ psig} \\P_{\text{desain}} &= 1.1x P_{\text{total}} \\&= 618.8 \text{ psig}\end{aligned}$$

$f = 17500 \text{ psia}$  (*Plate steels SA-240 Grade B*)

$E = 0.8$  (Tabel 13.2, Hal 254 untuk *Double-welded butt joint*)

$C = 0.06 \text{ in}$

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{pD}{2(E - 0.6P)} + C \\&= \frac{618.8}{2 \times (17500 \times 1 - 0.6 \times 1070,317)} + 0.06 \\t_s &= 2.256 \text{ in}\end{aligned}$$

Standarisasi  $t_s = 2 \frac{1}{4} \text{ in}$  (Brownell table 5.7)

$$\begin{aligned}
 OD &= DI + 2 ts \\
 &= 101.3 \text{ in} = 108 \text{ in (Standarisasi)} \\
 \text{Di baru} &= OD - 2ts \\
 &= 103.5 \text{ in} \\
 L \text{ baru} &= 310.3 \text{ in} = 25.86 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

### Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas dan tutup bawah:

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{2 + k^2}{6} \\
 &= 1 \\
 t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot Di \cdot V}{(2fE - 0.2P_{\text{desain}})} + C \\
 &= 2.36 \text{ in} \\
 &= 2 \frac{1}{2} \text{ in (tebal standar, Brownell and Young)}
 \end{aligned}$$

### Spesifikasi Alat

Fungsi	= Memisahkan Liquid dari syngas
Temperatur operasi	= 40 °C
Tekanan operasi	= 29.66 bar
Diameter luar	= 108.00 in
Tinggi total	= 310.31 in = 7.882 m
Tebal silinder	= 2.250 in
Tipe tutup atas	= <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup atas	= 2.50 in
Tipe tutup bawah	= <i>Elliptical dished head</i>
Tebal tutup bawah	= 2.50 in
Bahan konstruksi	= <i>Plate steels S4-240 Grade B</i>
Tipe pengelasan	= <i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah alat	= 1 buah

## APPENDIKS D

### PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas produksi	=	57.36	MMSCFD
Lama operasi	=	330	hari
Basis	=	1	tahun
Nilai tukar rupiah [1 US\$]	=	13887	rupiah (www.xe.com)
Pengadaan peralatan, tahun	=	2019	
Mulai konstruksi, tahun	=	2020	
Lama konstruksi	=	2	tahun
Mulai beroperasi, tahun	=	2022	

#### D.1 HARGA PERALATAN

Harga peralatan pada perhitungan analisis ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari website [www.matche.com](http://www.matche.com) dan [www.mhhe.com](http://www.mhhe.com), yang memberikan harga peralatan berdasarkan FOB (*Free On Board*) dari *Gulf Coast USA*.

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada bulan Januari 2019 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani. Instalasi peralatan pada awal tahun 2020 dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2022.

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*.

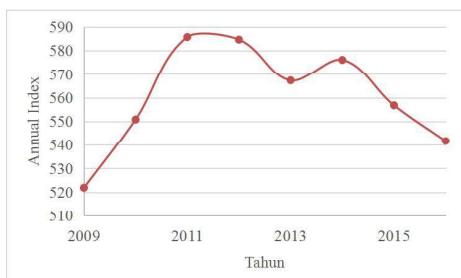
Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat tahun } x = \frac{\text{Index harga tahun } x}{\text{Index harga tahun sekarang}} \times \text{Harga tahun sekarang}$$

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index*

Tahun	Annual Index
2009	521.9
2010	550.8
2011	585.7
2012	584.6
2013	567.3
2014	576.1
2015	556.8
2016	541.7

Sumber : <http://www.chemengonline.com/pci>



Gambar D.1 Kurva *Marshall and Swift Equipment Cost Index*

Dengan metode *Least Square* (Perry, 3-84), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada tahun 2018.  
Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan suatu persamaan :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan :  $a = \bar{y}$ , harga rata-rata y  
 $b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (x - \bar{x})^2}$ , slope garis least square

Perhitungan pada analisa ekonomi berdasarkan:

Tahun pendirian pabrik (awal konstruksi) = 2020  
 Tahun pabrik selesai didirikan = 2022

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan *Least Square*

Data	x	y	$x^2$	$y^2$	xy
1	2009	521.9	4036081	272379.61	1048497.10
2	2010	550.8	4040100	303380.64	1107108.00
3	2011	585.7	4044121	343044.49	1177842.70
4	2012	584.6	4048144	341757.16	1176215.20
5	2013	567.3	4052169	321829.29	1141974.90
6	2014	576.1	4056196	331891.21	1160265.40
7	2015	556.8	4060225	310026.24	1121952.00
8	2016	541.7	4064256	293438.89	1092067.20
Total	16100	4484.9	32401292	2517747.53	9025922.50

$$\begin{aligned}\Sigma x &= 16100 \\ \frac{x}{n} &= \sum_{i=1}^n \frac{x_i}{n} = 2013 \\ x^2 &= 32401292\end{aligned}$$

Persamaan 17.21, Timmerhaus 4th ed. :

$$\begin{aligned}\Sigma(x - \bar{x})^2 &= \Sigma x^2 - (\Sigma x)^2 \\ n &= 32401292 - \left(\frac{16100}{8}\right)^2 = 42\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y &= 4484.9 \\ \bar{y} &= \frac{y}{n} = \frac{4485}{8} = 561\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Sigma y^2 &= 2517747.5 \\ \Sigma(y - \bar{y})^2 &= \Sigma y^2 - \frac{(\Sigma y)^2}{n} \\ &= 2517747.5 - \left(\frac{4485}{8}\right)^2 = 3456.53 \\ \Sigma xy &= 9025922.50\end{aligned}$$

Persamaan 17.20, Timmerhaus 4th ed.

$$\begin{aligned}\Sigma(x - \bar{x})(y - \bar{y}) &= \Sigma xy - \frac{\Sigma x \Sigma y}{n} \\ &= 9025922.5 - 4485 \times 2013 \\ &= 61.3 \\ \text{Nilai : } a &= y = 561 \\ b &= \frac{\Sigma (x - \bar{x})(y - \bar{y})}{\Sigma (x - \bar{x})^2} \\ &= \frac{61.3}{42.0} = 1.46\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned}y &= 561 + 1.5(x - \bar{x}) & 2019 : & 568.96 \\ y &= 561 + 1.5(x - 2012.5) &&\end{aligned}$$

dimana :  $y$  = index

$x$  = tahun

untuk :  $x = 2014$  maka  $y = 576.100$   
 $x = 2020$   $y = 571.550$

#### D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari <http://matche.com> yang memberikan harga dari Gulf Coast USA dan Buku Robin Smith Chemical Process Design and Intergration. Data yang diperoleh dari <http://matche.com> merupakan data tahun 2014.

Contoh perhitungan :

- Cooler Syngas E-221 (Carbon Steel)

$$\begin{aligned}\text{Harga tahun 2014} &= \$ 123,900.00 (\text{Matche.com}) \\ \text{Harga tahun 2019} &= \frac{\text{index tahun 2019}}{\text{index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\ &= \frac{568.960}{576.100} \times \$ 123,900.00 \\ &= \$ 122,364.42\end{aligned}$$

untuk 2 buah Cooler Syngas E-221 = \$ 244,728.85

Tabel D.3 Daftar Harga Alat Pabrik SNG dari Batu Bara

NO	KODE ALAT	Nama Alat	Jumlah	Harga Tahun 2014	Harga Total Tahun 2020
1	F-111	Feed Stock Open Yard	1	\$ 1,000,000.00	\$ 987,606.32
2	J-112	Belt Conveyor	1	\$ 134,500.00	\$ 132,833.05
3	C-113	Hammer Mill	1	\$ 329,300.00	\$ 325,218.76
4	H-114	Screen	1	\$ 981,000.00	\$ 968,841.80
5	L-115	Bucket Elevator	1	\$ 10,800.00	\$ 10,666.15
6	J-116	Belt Conveyor	1	\$ 21,600.00	\$ 21,332.30
7	J-117A/B	Belt Conveyor	2	\$ 134,700.00	\$ 266,061.14
8	F-118	Bin Pulverized Coal	1	\$ 18,800.00	\$ 18,567.00
9	B-121	Lock Hopper	1	\$ 26,400.00	\$ 26,072.81
10	R-210	Gasifier	1	\$ 576,300.00	\$ 569,157.52
11	F-215	Open Yard Slag	1	\$ 59,200.00	\$ 58,466.29
12	R-220	Reaktor WGS dan COS	1	\$ 284,300.00	\$ 280,776.48
13	E-221	Cooler Syngas	2	\$ 129,900.00	\$ 244,728.85
14	D-310	Absorber	1	\$ 2,548,305.7	\$ 2,516,722.80
15	E-311	Cooler Syngas WGS	2	\$ 156,100.00	\$ 308,330.69
16	H-312	Separator	1	\$ 35,800.00	\$ 35,356.31
17	G-313	Compresor 1	2	\$ 1,615,300.00	\$ 3,190,560.97
18	E-314	Cooler Syngas	2	\$ 168,500.00	\$ 332,823.33
19	E-315	Cooler MDEA	4	\$ 128,500.00	\$ 507,629.65
20	L-316	Recycle Amine Pump	2	\$ 43,500.00	\$ 85,921.75
21	D-320	Desorber	1	\$ 1,735,347.63	\$ 1,713,840.29
22	E-322	Heat Exchanger	5	\$ 1,120,900.00	\$ 5,535,039.61
23	E-323	Condensser	16	\$ 75,300.00	\$ 1,189,868.09
24	E-324	Reboiler	12	\$ 120,700.00	\$ 1,430,448.99
25	R-410	Methanator 1	1	\$ 1,782,300.00	\$ 1,760,210.74
26	E-411	Heater Syngas	2	\$ 188,100.00	\$ 371,537.50
27	E-412	Cooler Methanator 1	3	\$ 117,500.00	\$ 348,131.23

28	G-413	Compressor 2	1	\$ 648,200.00	\$ 640,166.42
29	G-414	Expander Syngas	2	\$ 1,000,000.00	\$ 1,975,212.64
30	R-420	Methanator 2	1	\$ 1,120,900.00	\$ 1,107,007.92
31	E-421	Cooler Methanator 2	1	\$ 33,700.00	\$ 33,282.33
32	R-430	Methanator 3	1	\$ 1,120,900.00	\$ 1,107,007.92
33	E-431	Cooler Methanator 3	4	\$ 146,300.00	\$ 577,947.22
34	H-432	Separator SNG	1	\$ 24,300.00	\$ 23,998.83
<b>Total</b>				<b>\$</b>	<b>28,701,373.68</b>

#### D.1.2 Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

$$\begin{aligned} \text{Harga peralatan proses pada tahun 2020} &= \$ 28,701,373.68 \\ \text{Harga utilitas pada tahun 2020} &= 45\% \text{ harga perlatan proses} \\ (\text{Peter&Timmerhaus}) &= \$ 12,915,618.16 \end{aligned}$$

Utilitas meliputi :

1. Steam dan oksigen, digunakan dalam proses produksi
2. Listrik, digunakan sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses serta penerangan, bahan bakar, dan air

$$\text{Total harga peralatan} = \$ 41,616,991.84$$

#### D.2 GAJI KARYAWAN

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan

Tabel D.4 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah Karyawan	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	Rp 130,000,000	1	130,000,000
2	Jajaran Direksi	Rp 117,000,000	4	468,000,000
3	Komisaris Utama	Rp 52,000,000	1	52,000,000
4	Jajaran Komisaris	Rp 46,800,000	2	93,600,000
5	Sekretaris	Rp 5,000,000	10	50,000,000
6	General Manager	Rp 40,000,000	1	40,000,000
7	Senior Manager	Rp 30,000,000	3	90,000,000
8	Manajer	Rp 20,000,000	10	200,000,000
9	Supervisor	Rp 12,000,000	20	240,000,000
10	Kepala Regu (S-1)	Rp 9,000,000	20	180,000,000
11	Operator			
a	Lulusan D-3	Rp 5,500,000	35	192,500,000
b	Lulusan SMA	Rp 4,000,000	50	200,000,000
12	Dokter	Rp 10,000,000	4	40,000,000
13	Perawat	Rp 5,000,000	6	30,000,000
14	Sekuriti	Rp 3,000,000	12	36,000,000
15	Office Boy	Rp 3,000,000	20	60,000,000
16	Supir	Rp 3,000,000	12	36,000,000
Total			211	2,138,100,000

$$\begin{aligned} \text{Biaya gaji karyawan selama sebulan} &= Rp 2,138,100,000 \\ &= \$ 153,964.14 \end{aligned}$$

$$\text{Biaya gaji selama setahun} = \$ 1,847,569.67$$

$$\text{Biaya asuransi dan kesehatan karyawan} = \$ 369,513.93$$

$$\text{Biaya Oprasional dan maintenance} = \$ 34,159,925.14$$

$$\text{Kurs Dollar} = \$ 13,887.00 \text{ (www.xe.com)}$$

#### D.3 HARGA BAHAN DAN PENJUALAN PRODUK

##### D.3.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.5 Biaya Bahan Baku

No.	Bahan Baku	Kebutuhan (tahun)	Harga (\$)	Total Harga (\$)
1	Low Rank Coal	792,000 ton	60 /ton	\$47,520,000.00
2	MDEA	572 ton	1600 /ton	\$ 914,672.00
3	Katalis CoMo	0.576 ton	200 /ton	\$ 115.20

4	Katalis Ni/Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	882.634	ton	3000	/ton	\$	2,647,902.00
5	Piperazine	503	ton	1,000	/ton	\$	502,938.20

Biaya penyediaan bahan baku = \$ 51,585,627.40 per tahun

### D.3.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.6 Harga Penjualan Produk per Tahun

No	Bahan	Kapastias/tahun	Harga (\$)	Penjualan (\$/tahun)
1	SNG	16,699.058	Jmmbtu	8 \$ 133,592,465.24

Hasil penjualan produk = \$ 133,592,465.24 per tahun

sumber harga : Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral

## D.4 ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi dengan mempertimbangkan hal-hal berikut :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Net Present Value, NPV*)
3. Titik impas (*Break Event Point, BEP*)
4. WACC

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment, TCI*) yang meliputi :
  - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment, FCI*)
  - b. Modal kerja (*Working Capital Investment, WCI*)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost, TPC*) yang terdiri :
  - a. Biaya per
  - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
  - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total

Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap

- a. Biaya tetap
- b. Biaya semi variabel
- c. Biaya variabel

### D.4.1 Penentuan Investasi Total (TCI)

#### D.4.1.1 Modal Tetap

##### A. Biaya Langsung (Direct Cost, DC)

No	Deskripsi	% FCI	Biaya (USD)
1.	Pengadaan Alat	24.0%	\$ 41,616,991.84
2.	Instrumenasi dan kontrol	6.3%	\$ 10,820,417.88
3.	Perpipaan	8.0%	\$ 12,901,267.47
4.	Pelistrikan	2.4%	\$ 4,161,699.18
<i>Free on Board (FOB)</i>			\$ 69,500,376.37
5.	Ongkos angkutan kapal laut	4.1%	\$ 6,950,037.64
<i>Cost &amp; Freight (C &amp; F)</i>			\$ 76,450,414.01
6.	Biaya Asuransi	0.4%	\$ 764,504.14
<i>Cost of Insurance &amp; Freight (CIF)</i>			\$ 77,214,918.15
7.	Biaya angkutan barang ke <i>plus site</i>	6.8%	\$ 11,582,237.72
8.	Instalasi	9.5%	\$ 16,230,626.82
9.	Bangunan Pabrik	7.1%	\$ 12,068,927.63
10.	Fasilitas pelayanan & Yard Improvement	7.8%	\$ 13,317,437.39
11.	Tanah	1.0%	\$ 1,664,679.67
<b>Total Biaya Langsung (DC)</b>			<b>\$ 132,078,827.39</b>

##### B. Biaya tidak Langsung (Indirect Cost, IC)

12.	Engineering and Supervision	7.8%	\$ 13,317,437.39
13.	Legal Expenses dan contractor's fee	4.9%	\$ 8,323,398.37
14.	Biaya tak terduga	10.0%	\$ 17,079,962.57
<b>Indirect Cost (IC)</b>			<b>\$ 38,720,798.33</b>
<b>FCI</b>		<b>100%</b>	<b>\$ 170,799,625.72</b>

$$\begin{aligned}
 FCI &= DC + IC \\
 &= \$ 132,078,827.39 + \$ 38,720,798.33 \\
 &= \$ 170,799,625.72
 \end{aligned}$$

#### D.4.1.2 Modal Kerja (Working Capital Investment, WCI)

$$\begin{aligned}
 WCI &= 15\% TCI \\
 TCI &= FCI + WCI \\
 &= \$ 170,799,625.72 + 15\% TCI \\
 85\% TCI &= \$ 170,799,625.72 \\
 TCI &= \$ 200,940,736.14 \\
 WCI &= \$ 30,141,110.42
 \end{aligned}$$

Jadi :

$$\begin{aligned}
 \text{Modal tetap (FCI)} &= \$ 170,799,625.72 \\
 \text{Modal kerja (WCI)} &= \$ 30,141,110.42 + \\
 \text{Total investasi (TCI)} &= \$ 200,940,736.14
 \end{aligned}$$

**Modal investasi terbagi atas :**

1. Modal sendiri (equity)	40% TCI	= \$ 80,376,294.46
2. Modal pinjaman bank (loan)	60% TCI	= \$ 120,564,441.68

#### D.4.2 Penentuan Biaya Produksi (Total Production Cost, TPC)

$$1. \text{Total biaya pembuatan (MC)} = DPC + FC + POC$$

##### A. Biaya produksi langsung (Direct Production Cost, DPC)

1. Bahan baku (1 tahun)	\$ 51,585,627.40
2. Tenaga kerja	A.2 \$ 1,847,569.67
3. Biaya supervisi	10% A.2 \$ 184,756.97
4. Utilitas	10% TPC \$ 10,382,928.42
5. Maintenance dan perbaikan	2% FCI \$ 3,415,992.51
6. Operating supplies (penyediaan bahan)	10% A.5 \$ 341,599.25
7. Laboratorium	10% A.2 \$ 184,756.97
8. Patent dan royalti	1% TPC \$ 1,038,292.84 +
<b>Total biaya produksi langsung (DPC)</b>	<b>11% TPC \$ 68,981,524.0</b>

##### B. Biaya tetap (Fixed Charges, FC)

1. Depresiasi (peralatan,bangunan)	10% FCI \$ 17,079,962.57
2. Pajak	2% FCI \$ 3,415,992.51
3. Asuransi	1% FCI \$ 853,998.13 +
<b>Total biaya tetap (FC)</b>	<b>\$ 21,349,953.21</b>

##### C. Biaya plant overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC)	70%	\$	3,813,823.41	(Ong)
---------------------------	-----	----	--------------	-------

##### 2. Biaya pengeluaran umum (General Expenses)

1. Biaya administrasi	2% TPC \$ 2,076,585.68
2. Biaya distribusi dan penjualan	2% TPC \$ 2,076,585.68
3. Biaya R & D	5% TPC \$ 5,191,464.21 +
<b>Total pengeluaran umum (GE)</b>	<b>13% TPC \$ 9,344,635.58</b>

Dimana :

$$\begin{aligned}
 DPC &= \$ 57,560,302.77 + 11\% TPC \\
 FC &= \$ 21,349,953.21 \\
 POC &= \\
 MC &= \$ 78,910,255.98 + 11\% TPC \\
 GE &= \$ 78,910,255.98 + 13\% TPC \\
 TPC &= \$ 78,910,255.98 + 24\% TPC \\
 TPC &= \$ 103,829,284.19
 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}
 TPC &= \$ 103,829,284.19 \\
 GE &= \$ 9,344,635.58 \\
 MC &= \$ 94,484,648.61
 \end{aligned}$$

#### D.4.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan ada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

1. Modal
 

Modal sendiri	=	40%
Modal pinjaman	=	60%
2. Suku bunga bank = 4.75% per tahun (Bank Mandiri)
3. Laju inflasi = 2.72% per tahun (Bank Indonesia)
4. Masa konstruksi 2 tahun  
Tahun pertama menggunakan 60% modal sendiri dan 40% pinjaman  
Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
5. Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :  
Pada awal masa konstruksi (awal tahun ke-2) dilakukan pembayaran sebesar 30% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun ke-1) dibayarkan sisa modal pinjaman.
6. Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun = 10% /tahun
7. Umur peralatan pabrik diperkirakan selama 10 tahun = 10% /tahun dengan deprestasi sebesar
8. Kapasitas produksi
 

Tahun I	=	60%
Tahun II	=	80%
Tahun III	=	100%
9. Pajak pendapatan perusahaan = 25%
 

Pajak pendapatan (pasal 17 ayat 2a UU PP no.36, 2008)

##### D.4.3.1 Perhitungan biaya total produksi

$$\begin{aligned}
 \text{Biaya produksi tanpa deprestasi} &= \text{TPC} - \text{deprestasi} \\
 &= \$ 103,829,284.19 - \$ 17,079,962.57 \\
 &= \$ 86,749,321.62
 \end{aligned}$$

Tabel 6. Biaya Operasi untuk Kapasitas 60%; 80%; dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	60%	Rp 52,049,592.97
2	80%	Rp 69,399,457.29
3	100%	Rp 86,749,321.62

##### D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan terpengaruh oleh bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap. Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Tabel D.7 Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal pinjaman		
		Jumlah (\$)	Bunga = 4.75%	Jumlah (\$)
-2	40%	48,225,776.67	0	48,225,776.67
-1	60%	72,338,665.01	2,290,724.4	74,629,389.40
0			5,835,620.4	5,835,620.39
<b>Modal pinjaman akhir masa konstruksi</b>				<b>128,690,786.46</b>

Tabel D.8 Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal sendiri		
		Jumlah (\$)	Inflasi = 2.7%	Jumlah (\$)
-2	60%	48,225,776.67	0	48,225,776.67
-1	40%	32,150,517.78	1,311,741	33,462,258.91
0			2,221,915	2,221,914.57
<b>Modal sendiri akhir masa konstruksi</b>				<b>83,909,950.15</b>

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{modal sendiri + modal pinjaman} \\
 &= \$ 212,600,736.61
 \end{aligned}$$

#### Perhitungan harga penjualan

Dari appendiks D, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :

Hasil penjualan produk = \$ 133,592,465.24

#### D.4.4 Perhitungan Internal Rate of Return (IRR)

Internal rate of return berdasarkan discounted cash flow adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Cara yang dilakukan adalah trial I, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan berikut :

$$\sum_{n=1}^{\infty} \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstanta}$$

Keterangan :

n = tahun

CF = cash flow pada tahun ke-n

Tabel 9. Trial Laju Bunga (i)

Tahun ke-n	Actual Cash Flow (CF)	i = Discount factor	
		i	= 21%
1	\$ 20,764,796.00	\$ 17,205,210.22	
2	\$ 28,249,728.47	\$ 19,394,514.26	
3	\$ 35,734,660.94	\$ 20,327,623.55	
4	\$ 36,193,121.87	\$ 17,059,068.12	
5	\$ 36,651,582.80	\$ 14,313,778.98	
6	\$ 37,110,043.72	\$ 12,008,405.74	
7	\$ 37,568,504.65	\$ 10,072,797.68	
8	\$ 38,026,965.58	\$ 8,447,927.69	
9	\$ 38,485,426.50	\$ 7,084,139.99	
10	\$ 69,084,997.85	\$ 10,536,755.29	
Total		\$ 136,450,221.51	

Dari perhitungan diatas, diperoleh nilai i : 21% per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat suku bunga sebesar 9.95%

#### D.4.5 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel 10. Cumulative Cash Flow

Tahun	Actual Cashflow	Accumulative Cashflow
1	\$ 20,764,796.00	\$ 20,764,796.00
2	\$ 28,249,728.47	\$ 49,014,524.48
3	\$ 35,734,660.94	\$ 84,749,185.42
4	\$ 36,193,121.87	\$ 120,942,307.29
5	\$ 36,651,582.80	\$ 157,593,890.09
6	\$ 37,110,043.72	\$ 194,703,933.81
7	\$ 37,568,504.65	\$ 232,272,438.46
8	\$ 38,026,965.58	\$ 270,299,404.04
9	\$ 38,485,426.50	\$ 308,784,830.54
10	\$ 38,943,887.43	\$ 347,728,717.97
Total		\$ 1,786,854,028.10

Dari tabel diatas maka untuk investasi = \$ 212,600,736.61

Dengan cara interpolasi antara tahun ke- = 2 dan 3 ,diperoleh:

Waktu pengembalian modal = 6.50 Tahun

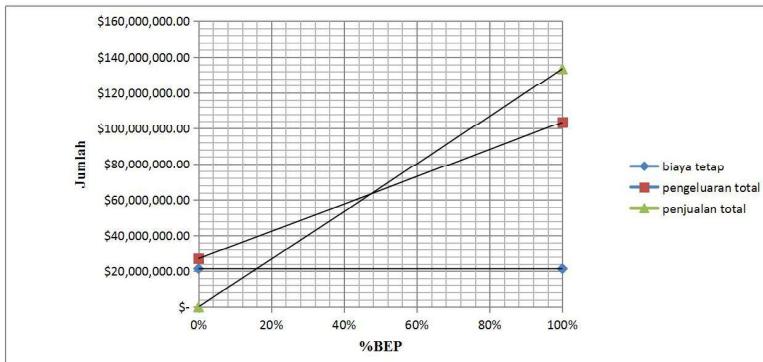
#### D.4.6 Analisa Titik Impas ( Break Event Point BEP )

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.9 Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap ( FC )	\$ 21,349,953.21
2.	Biaya Variabel ( VC )	
	- Royalti	\$ 1,038,292.84
	- Bahan baku	\$ 51,585,627.40
	- Utilitas	\$ 10,382,928.42 +
		\$ 63,006,848.66
3.	Biaya semivariabel ( SVC )	
	Gaji karyawan	\$ 1,847,569.67
	Biaya supervisi	\$ 184,756.97
	Pemeliharaan dan perbaikan	\$ 3,415,992.51
	Operating supplies	\$ 341,599.25
	Laboratorium	\$ 184,756.97
	Pengeluaran umum	\$ 9,344,635.58
	Plant Overhead cost	\$ 3,813,823.41 +
4.	Total Penjualan ( S )	\$ 19,133,134.35
		\$ 133,592,465.24

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	\$ 21,349,953.21	\$ 21,349,953.21
Pengeluaran total	\$ 27,089,893.52	\$ 103,489,936.23
Penjualan Total	\$ -	\$ 133,592,465.24



Terlihat Pada Grafik di atas bahwa

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{FC}+0.3 \times \text{SVC}}{\text{S}-0.7 \times \text{SVC} - \text{VC}} \times 100\% \\ &= 47.37\% \end{aligned}$$

Cost Of Equity	6.00%
Tax rate	25.00%
Loan Interest rate	4.75%
Cost of debt	3.56%
Komposisi Pendanaan	
Self financing	40.00%
Bank loan	60.00%
WACC	4.538%

Karena IRR lebih tinggi presentasenya maka pabrik layak untuk didirikan

Tahun ke	Kapasitas	INVESTASI			
		Modal Sendiri		Jumlah	Akumulasi
		Pengeluaran	Penyesuaian(ie)		
		1	2	3	4
- 2	0%	48,225,776.67		48,225,777	48,225,777
- 1	0%	32,150,517.78	1,311,741	33,462,259	81,688,036
0	0%		2,221,915	2,221,915	83,909,950
1	60%				
2	80%				
3	100%				
4	100%				
5	100%				
6	100%				
7	100%				
8	100%				
9	100%				
10	100%				



Sisa Pinjaman ( 11 ) - ( 10 )	Hasil Penjualan	Biaya Operasi	Depresiasi	Bunga dari Sisa Pinjaman
11	12	13	14	15
128,690,786	0	0	0	0
115,821,708	80,155,479	52,049,593	17,079,963	6,112,812
102,952,629	106,873,972	69,399,457	17,079,963	5,501,531
90,083,551	133,592,465	86,749,322	17,079,963	4,890,250
77,214,472	133,592,465	86,749,322	17,079,963	4,278,969
64,345,393	133,592,465	86,749,322	17,079,963	3,667,687
51,476,315	133,592,465	86,749,322	17,079,963	3,056,406
38,607,236	133,592,465	86,749,322	17,079,963	2,445,125
25,738,157	133,592,465	86,749,322	17,079,963	1,833,844
12,869,079	133,592,465	86,749,322	17,079,963	1,222,562
<b>0</b>	<b>133,592,465</b>	<b>86,749,322</b>	<b>17,079,963</b>	<b>611,281</b>

Laba			Actual Cash flow (18) + (14)
Sebelum pajak (12)-(13)-(14)-(15)	Pajak (UU no36/2008 ps.17)	Sesudah pajak (16) - (17)	
16	17	18	
0	0	0	
4,913,111	1,228,278	3,684,833	20,764,796
14,893,021	3,723,255	11,169,766	28,249,728
24,872,931	6,218,233	18,654,698	35,734,661
25,484,212	6,371,053	19,113,159	36,193,122
26,095,494	6,523,873	19,571,620	36,651,583
26,706,775	6,676,694	20,030,081	37,110,044
27,318,056	6,829,514	20,488,542	37,568,505
27,929,337	6,982,334	20,947,003	38,026,966
28,540,619	7,135,155	21,405,464	38,485,427
29,151,900	7,287,975	21,863,925	38,943,887

Net Cash Flow (19) - (10)	Akumulasi
20	
7,895,717	7,895,717
15,380,650	23,276,367
22,865,582	46,141,949
23,324,043	69,465,993
23,782,504	93,248,497
24,240,965	117,489,462
24,699,426	142,188,888
25,157,887	167,346,775
25,616,348	192,963,123
26,074,809	219,037,932