



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA - TK 184803

**PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI
BATUBARA**

Oleh :

Monica Febriana Putri
NRP. 0221164000014

Muhammad Nidhom
NRP. 0221164000087

Dosen Pembimbing
Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng.
Dr.Eng. R. Darmawan, ST., MT.

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



TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK 184803

PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BATUBARA

Oleh:

**Monica Febriana Putri
NRP. 0221164000014**

**Muhammad Nidhom
NRP. 0221164000087**

Dosen Pembimbing:

**Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng.
NIP. 19590730 198603 2 001**

**Dr.Eng. R. Darmawan, ST., MT.
NIP. 19780506 200912 1 001**

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



PLANT DESIGN PROJECT – TK 184803

Pre-Design of Methanol Plant from Coal

Written by:

Monica Febriana Putri

NRP. 0221164000014

Muhammad Nidhom

NRP. 0221164000087

Advisors:

Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng.

NIP. 19590730 198603 2 001

Dr.Eng. R. Darmawan, ST., MT.

NIP. 19780506 200912 1 001

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

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan judul:

“PRA DESAIN PABRIK METANOL DARI BATUBARA”

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

Oleh:

Monica Febriana Putri

NRP. 02211640000014

Muhammad Nidhom

NRP. 02211640000087

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia:

1. Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M. Eng.



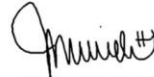
..... (Pembimbing)

2. Dr.Eng. R. Darmawan, S.T., M.T.



..... (Pembimbing)

3. Ir. Nuniek Hendrianie, M.T.



..... (Penguji)

4. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA



..... (Penguji)

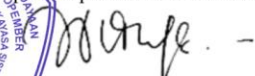
5. Dr. Rendra Panca Anugraha, S.T.



..... (Penguji)



Mengetahui,
Ketua Departemen Teknik Kimia



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

Surabaya, Agustus 2020

INTISARI

Ketersediaan gas alam yang semakin menipis jumlahnya, mendorong pengembangan teknologi proses yang memungkinkan bahan baku *syngas*. Menurut Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM), Batubara memiliki potensi cadangan mencapai 39,9 miliar ton, sehingga batubara dapat menjadi alternatif dalam pembuatan *syngas*. Berbagai macam produk dapat dihasilkan dengan bahan baku *syngas*, salah satunya adalah sebagai bahan baku pembuatan metanol.

Seiring dengan pertumbuhan ekonomi Indonesia, kebutuhan metanol ditaksir akan terus mengalami peningkatan karena industri metanol menjadi bahan baku untuk berbagai industri, seperti asam asetat, formaldehida, MTBE dan industri lainnya. Program Mandatori B30 yang diusung pemerintah, untuk menghasilkan B30 dengan bahan baku methanol akan menambah jumlah kebutuhan metanol di Indonesia nantinya.

Kebutuhan metanol di Indonesia hingga 2018 hanya dipenuhi oleh satu produsen metanol yaitu PT Kaltim Metanol Industri (KMI) dengan kapasitas 650.000 ton/tahun yang menghasilkan *pure methanol grade AA* (kemurnian minimalnya 99,85%). Sebanyak 70% produk metanol yang dihasilkan KMI merupakan komoditi ekspor, sedangkan sisanya sebanyak 30% digunakan untuk memenuhi kebutuhan metanol di Indonesia.

Oleh karena itu, pendirian pabrik metanol dari batubara bisa menjadi solusi atas permasalahan tersebut. Pabrik ini direncanakan akan beroperasi secara kontinu 24 jam selama 330 hari per tahun dengan kapasitas produksi 650.000 ton/tahun dengan kebutuhan bahan baku batubara sebanyak 1.578.472 ton/tahun; oksigen sebanyak 142.279,52 kg/jam; *process water* sebanyak 85.415,20 kg/jam; *cooling water* sebanyak 27.725.768,22 kg/jam; *saturated steam* sebanyak 357.947,01 kg/jam; *superheated steam* sebanyak 620.035,50 kg/jam. Proses ini juga akan menghasilkan *solid waste* sebanyak 6.137,25 kg/jam; *waste water* sebanyak 267.073,43 kg/jam; *purge* sebanyak 192.133,94 kg/jam; *flare* sebanyak

2.887,53 kg/jam; dan total kebutuhan daya listrik sekitar 40.460 kW. Sumber batubara yang digunakan berasal dari PT. Kaltim Prima Coal, Tbk. yang terletak di Bontang, Kalimantan Timur.

Pabrik metanol ini direncanakan akan didirikan di Bontang mulai tahun 2021 dan selesai pada 2023. Proses pembuatan metanol dari Batubara ini dibagi menjadi dua bagian proses utama yaitu:

- Gasifikasi: proses pembentukan syngas dari batubara.
- Sintesa metanol: proses mereaksikan CO dan CO₂ dengan H₂ untuk membentuk metanol.

Berdasarkan analisis ekonomi, laju pengembalian modal (IRR) pabrik ini sebesar 23,96% pada tingkat suku bunga per tahun 9,95 %, dan laju inflasi sebesar 2,91 % per tahun. Sedangkan untuk waktu pengembalian modal (POT) adalah 5 tahun 4 bulan dan titik impas (BEP) sebesar 33,65% melalui cara linear. Umur dari pabrik selama 10 tahun dan masa konstruksi adalah 2 tahun. Untuk memproduksi metanol sebanyak 650.000 ton/tahun, diperlukan biaya total produksi per tahun (TPC) sebesar Rp3.415.596.581.143,18 dengan biaya investasi total (TCI) sebesar Rp4.041.806.979.543,49 dan total penjualan sebesar Rp4.968.064.237.500,00 Dengan melihat aspek penilaian analisis ekonomi dan teknisnya, maka pabrik metanol dari batubara ini layak untuk didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadiran Allah SWT karena berkat Rahmat dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Desain Pabrik Kimia "Metanol dari Batubara" yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Teknik Kimia FTIRS-ITS Surabaya. Keberhasilan penulisan Tugas Desain Pabrik Kimia ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Kepala Departemen S1 Teknik Kimia FTIRS-ITS
2. Ibu Orchidea Rachmaniah, S.T., M.T., selaku Kepala Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa, Departemen Teknik Kimia FTIRS-ITS
3. Ibu Dr. Ir. Sri Rachmania Juliastuti, M.Eng. dan Bapak Dr.Eng. R. Darmawan, S.T., M.T. selaku Dosen Pembimbing atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak dan Ibu Dosen Penguji yang telah banyak memberikan koreksi dan saran.
5. Orang Tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
6. Seluruh anggota Laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan Biomassa yang telah memberikan inspirasi, semangat dan keceriaannya.
7. Seluruh angkatan K56 yang telah banyak membantu dalam proses pengerjaan laporan ini dan telah banyak memberikan *support*.
8. Semua pihak yang telah membantu penyelesaian Tugas Desain Pabrik Kimia ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Allah SWT. Penulis memohon maaf atas segala kekurangan yang terjadi selama proses

penyusunan tugas ini. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi Penulis dan Pembaca khususnya.

Surabaya, Agustus 2020

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN.....	i
INTISARI.....	ii
KATA PENGANTAR.....	iv
DAFTAR ISI.....	vi
DAFTAR GAMBAR	vii
DAFTAR TABEL	x
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1 Kapasitas Pabrik.....	II-1
II.2 Penentuan Lokasi Pabrik.....	II-5
II.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	II-17
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES.....	III-1
III.1 Seleksi Proses	III-1
III.2 Uraian Proses.....	III-11
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI.....	IV-1
IV.1 Neraca Massa	IV-1
IV.2 Neraca Energi.....	IV-21
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia.....	VI-1
VI.2 Utilitas	VI-11
VI.3 Analisa Ekonomi	VI-14
BAB VII KESIMPULAN.....	VII-1
DAFTAR PUSTAKA.....	xv
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA.....	A-1
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	B-1
APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT	C-1
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI	D-1

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1	Reaksi pembentukan biodiesel.....	II-2
Gambar II.2	Peta persebaran batubara di Indonesia.....	II-6
Gambar II.3	Peta persebaran target pemasaran metanol di Indonesia	II-14
Gambar II.4	Topografi kota Bontang	II-15
Gambar II.5	Topografi kota Banjarmasin	II-15
Gambar III.1	Moving Bed Gasifier	III-1
Gambar III.2	Fluidized Bed Gasifier	III-2
Gambar III.3	Entained Flow Gasifier.....	III-3
Gambar III.4	Flowsheet proses ICI.....	III-7
Gambar III.5	Flowsheet proses Lurgi	III-8
Gambar III.6	Perbedaan jenis reaktor antara proses (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005).....	III-11
Gambar III.7	Block diagram pabrik metanol dari batubara	III-12
Gambar IV.1	Belt conveyor (J-112 A)	IV-2
Gambar IV.2	Hammer mill (C-113)	IV-2
Gambar IV.3	Screeener (A-114)	IV-3
Gambar IV.4	Belt conveyor (J-112 B)	IV-4
Gambar IV.5	Bucket elevator (J-115)	IV-4
Gambar IV.6	Belt conveyor (J-112 C)	IV-5
Gambar IV.7	Screw conveyor (J-116 A).....	IV-5
Gambar IV.8	Bin pulverized coal (F-117).....	IV-6
Gambar IV.9	Screw conveyor (J-116 B).....	IV-6
Gambar IV.10	Mixer (M-118).....	IV-7
Gambar IV.11	Split point	IV-7
Gambar IV.12	Gasifier (R-110).....	IV-8
Gambar IV.13	Cyclone (H-121)	IV-9
Gambar IV.14	Electrostatic precipitator (H-122).....	IV-10
Gambar IV.15	Syngas cooler I (E-123).....	IV-11
Gambar IV.16	Water gas shift reactor (R-120)	IV-12
Gambar IV.17	Water gas shift cooler (E-131).....	IV-13

Gambar IV.18	COS Hydrolizer (R-130)	IV-14
Gambar IV.19	Syngas heater (E-141)	IV-15
Gambar IV.20	Desulphurizer tank (D-140 A/B)	IV-16
Gambar IV.21	Methanol synthesis reactor (R-210)	IV-17
Gambar IV.22	Methanol separator (H-220)	IV-18
Gambar IV.23	CO ₂ -Methanol distillation column (D-230)	IV-19
Gambar IV.24	Methanol-water distillation column (D-240)	IV-20
Gambar IV.25	Aliran energi pada sistem	IV-21
Gambar IV.26	Feed slurry pump (L-119).....	IV-22
Gambar IV.27	Oxygen compressor (G-312)	IV-23
Gambar IV.28	Gasifier (R-110).....	IV-23
Gambar IV.29	Syngas cooler I (E-123).....	IV-25
Gambar IV.30	Water gas shift reactor (R-120)	IV-26
Gambar IV.31	Water gas shift cooler (E-131).....	IV-27
Gambar IV.32	COS Hydrolizer (R-130)	IV-28
Gambar IV.33	Syngas heater (E-141)	IV-29
Gambar IV.34	Desulphurizer tank (D-140 A/B)	IV-30
Gambar IV.35	Syngas compressor (G-211)	IV-31
Gambar IV.36	Syngas cooler II (E-213).....	IV-32
Gambar IV.37	Economizer (E-212)	IV-33
Gambar IV.38	Methanol synthesis reactor (R-210)	IV-34
Gambar IV.39	Methanol cooler (E-215)	IV-35
Gambar IV.40	JT valve I (K-222)	IV-36
Gambar IV.41	Methanol separator (H-220)	IV-37
Gambar IV.42	JT valve II (K-231).....	IV-38
Gambar IV.43	CO ₂ -methanol distillation column (D-230)	IV-39
Gambar IV.44	JT valve III (K-241).....	IV-40
Gambar IV.45	Methanol-water distillation column (D-240).....	IV-41
Gambar IV.46	Product cooler (E-235)	IV-42
Gambar IV.47	Wastewater cooler (E-234).....	IV-43
Gambar IV.48	Methanol recycle compressor (G-214).....	IV-44

Gambar IV.49 Mixing point	IV-45
Gambar VI.1 Struktur organisasi	VI-2

DAFTAR TABEL

Tabel I.1	Data supply demand metanol di Indonesia	I-2
Tabel I.2	Data konsumsi solar di Indonesia	I-2
Tabel II.1	Pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor metanol di Indonesia	II-1
Tabel II.2	Estimasi supply demand metanol pada tahun 2023	II-1
Tabel II.3	Pertumbuhan konsumsi solar di Indonesia	II-3
Tabel II.4	Sumber daya batubara per provinsi di Indonesia tahun 2018.....	II-7
Tabel II.5	Cadangan batubara per provinsi di Indonesia tahun 2018.....	II-11
Tabel II.6	Sumber daya batubara Indonesia tahun 2018	II-12
Tabel II.7	Cadangan batubara Indonesia tahun 2018.....	II-12
Tabel II.8	Target pemasaran metanol di Indonesia	II-13
Tabel II.9	Kapasitas terpasang tenaga listrik PLN (MW) tahun 2018.....	II-16
Tabel II.10	Perbandingan aksesibilitas dan fasilitas transportasi	II-16
Tabel II.11	Pemilihan lokasi pabrik metanol dari batubara ...	II-17
Tabel II.12	Penggolongan produk batubara PT. Kaltim Prima Coal Tbk.....	II-19
Tabel II.13	Analisa batubara PT Kaltim Prima Coal	II-19
Tabel II.14	Sifat fisik metanol.....	II-20
Tabel II.15	Spesifikasi produk metanol Grade AA.....	II-20
Tabel III.1	Perbandingan gasifier untuk gasifikasi batubara ..	III-4
Tabel III.2	Perbandingan tiap aspek pada lisensor GE dan E-Gas	III-5
Tabel III.3	Perbandingan proses pembuatan metanol	III-9
Tabel IV.1	Neraca massa sistem belt conveyor (J-112 A)	IV-2
Tabel IV.2	Neraca massa sistem hammer mill (C-113)	IV-3
Tabel IV.3	Neraca massa sistem screener (A-114)	IV-3

Tabel IV.4	Neraca massa sistem belt conveyor (J-112 B)	IV-4
Tabel IV.5	Neraca massa sistem bucket elevator (J-115).....	IV-4
Tabel IV.6	Neraca massa sistem belt conveyor (J-112 C)	IV-5
Tabel IV.7	Neraca massa sistem screw conveyor (J-116 A)..	IV-5
Tabel IV.8	Neraca massa sistem bin pulverized coal (F-117).....	IV-6
Tabel IV.9	Neraca massa sistem screw conveyor (J-116 B) ..	IV-6
Tabel IV.10	Neraca massa sistem mixer (M-118).....	IV-7
Tabel IV.11	Neraca massa sistem split point	IV-8
Tabel IV.12	Neraca massa sistem gasifier (R-110).....	IV-9
Tabel IV.13	Neraca massa sistem cyclone (H-121)	IV-10
Tabel IV.14	Neraca massa sistem electrostatic precipitator (H-122).....	IV-11
Tabel IV.15	Neraca massa sistem syngas cooler I (E-123)..	IV-12
Tabel IV.16	Neraca massa sistem water gas shift reactor (R-120)	IV-13
Tabel IV.17	Neraca massa sistem water gas shift cooler (E-131)	IV-14
Tabel IV.18	Neraca massa sistem COS Hydrolizer (R-130).....	IV-15
Tabel IV.19	Neraca massa sistem syngas heater (E-141).....	IV-16
Tabel IV.20	Neraca massa sistem desulphurizer tank (D-140 A/B).....	IV-17
Tabel IV.21	Neraca massa sistem methanol synthesis reactor (R-210).....	IV-18
Tabel IV.22	Neraca massa sistem methanol separator (H-220)	IV-19
Tabel IV.23	Neraca massa sistem CO ₂ -methanol distillation column (D-230)	IV-20
Tabel IV.24	Neraca massa sistem methanol-water distillation column (D-240)	IV-21
Tabel IV.25	Neraca energi sistem feed slurry pump (L-119).....	IV-22

Tabel IV.26 Neraca energi sistem oxygen compressor (G-312)	IV-23
Tabel IV.27 Neraca energi sistem gasifier (R-110).....	IV-24
Tabel IV.28 Neraca energi sistem syngas cooler I (E-123)..	IV-26
Tabel IV.29 Neraca energi sistem water gas shift reactor (R-120)	IV-27
Tabel IV.30 Neraca energi sistem water gas shift cooler (E-131)	IV-28
Tabel IV.31 Neraca energi sistem COS Hydrolizer (R-130).....	IV-29
Tabel IV.32 Neraca energi sistem syngas heater (E-141)	IV-30
Tabel IV.33 Neraca energi sistem desulphurizer tank (D-140	IV-31
A/B).....	
Tabel IV.34 Neraca energi sistem syngas compressor (G-211)	IV-32
Tabel IV.35 Neraca energi sistem syngas cooler II (E-213)	IV-33
Tabel IV.36 Neraca energi sistem economizer (E-212)	IV-34
Tabel IV.37 Neraca energi sistem methanol synthesis reactor (R-210).....	IV-35
Tabel IV.38 Neraca energi sistem methanol cooler (E-215)	IV-36
Tabel IV.39 Neraca energi sistem JT valve I (K-222)	IV-36
Tabel IV.40 Neraca energi sistem methanol separator (H-220).....	IV-38
Tabel IV.41 Neraca energi sistem JT valve II (K-231)	IV-38
Tabel IV.42 Neraca energi sistem CO ₂ -methanol distillation column (D-230)	IV-40
Tabel IV.43 Neraca energi sistem JT valve III (K-241).....	IV-41
Tabel IV.44 Neraca energi sistem methanol-water distillation column (D-240)	IV-42
Tabel IV.45 Neraca energi sistem product cooler (E-235)...	IV-43
Tabel IV.46 Neraca energi sistem wastewater cooler (E-234).....	IV-44

Tabel IV.47 Neraca energi sistem methanol recycle compressor (G-214).....	IV-44
Tabel IV.48 Neraca energi sistem mixing point.....	IV-45
Tabel V.1 Coal storage (F-111).....	V-1
Tabel V.2 Belt conveyor (J-112 A/B/C).....	V-1
Tabel V.3 Hammer mill (C-113).....	V-2
Tabel V.4 Screener (A-114).....	V-2
Tabel V.5 Bucket elevator (J-115).....	V-2
Tabel V.6 Screw conveyor (J-116 A/B).....	V-3
Tabel V.7 Bin pulverized coal (F-117).....	V-3
Tabel V.8 Mixer (M-118).....	V-4
Tabel V.9 Feed slurry pump (L-119).....	V-4
Tabel V.10 Oxygen storage (F-311).....	V-5
Tabel V.11 Oxygen compressor (G-312).....	V-5
Tabel V.12 Gasifier (R-110).....	V-6
Tabel V.13 Cyclone (H-121).....	V-6
Tabel V.14 Electrostatic precipitator (H-122).....	V-7
Tabel V.15 Syngas cooler I (E-123).....	V-7
Tabel V.16 Slag conveyor (J-124).....	V-8
Tabel V.17 Water gas shift reactor (R-120).....	V-8
Tabel V.18 Water gas shift cooler (E-131).....	V-9
Tabel V.19 COS hydrolizer (R-130).....	V-9
Tabel V.20 Syngas heater (E-141).....	V-10
Tabel V.21 Desulphurizer tank (D-140 A/B).....	V-10
Tabel V.22 Syngas compressor (G-211).....	V-11
Tabel V.23 Economizer (E-212).....	V-11
Tabel V.24 Syngas cooler II (E-213).....	V-12
Tabel V.25 Methanol reactor (R-210).....	V-12
Tabel V.26 Methanol recycle compressor (G-214).....	V-13
Tabel V.27 Methanol cooler (E-221).....	V-13
Tabel V.28 Methanol separator (H-220).....	V-14
Tabel V.29 CO ₂ -methanol distillation column (D-230).....	V-15
Tabel V.30 CO ₂ -methanol distillation reboiler (E-232).....	V-15

Tabel V.31	CO ₂ -methanol distillation condensor (E-233)	V-16
Tabel V.32	Distillation column flash drum I (F-234).....	V-17
Tabel V.33	Distillation column I pump (L-235).....	V-17
Tabel V.34	Methanol-water distillation column (D-240).....	V-18
Tabel V.35	Methanol-water condensor (E-242)	V-18
Tabel V.36	Distillation column II reflux drum (F-243).....	V-19
Tabel V.37	Distillation column II reflux pump (L-244).....	V-20
Tabel V.38	Methanol water distillation reboiler (E-245)	V-20
Tabel V.39	Product cooler (E-246)	V-21
Tabel V.40	Wastewater cooler (E-247)	V-21
Tabel V.41	Methanol storage (F-249)	V-22
Tabel VI.1	Perhitungan gaji karyawan	VI-9
Tabel VI.2	Pembagian shift kerja karyawan	VI-11

BAB I

LATAR BELAKANG

Indonesia merupakan negara yang dikaruniai potensi sumber daya energi yang begitu besar dan beragam. Potensi sumber daya energi yang masih banyak dimanfaatkan adalah sumber daya energi fosil. Batubara adalah salah satu dari sumber daya energi fosil tersebut. Sebagai negara yang mempunyai cadangan batubara terbesar ke-5 di dunia dengan total 39,9 miliar ton, batubara masih menjadi andalan sumber energi terutama untuk pembangkit listrik, sebagai bahan bakar dan sektor industri lain, jumlahnya mencapai 32,97% dari total bauran energi yang digunakan pada tahun 2018 (ESDM, 2019).

Ketersediaan gas alam yang semakin menipis jumlahnya, mendorong pengembangan teknologi proses yang memungkinkan bahan baku *syngas*. Batubara dapat dijadikan *synthetic gas* (*syngas*) melalui proses gasifikasi. Gas tersebut sebagian besar terdiri atas H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , N_2 , dan H_2S . Gas-gas ini selanjutnya akan melalui proses purifikasi sebelum disintesa menjadi senyawa lain, salah satunya adalah metanol.

Metanol (CH_3OH) memiliki produk-produk turunan, seperti asam asetat, formaldehida, MTBE, *polyvinyl*, *polyester*, dan lain sebagainya. Industri formaldehida menempati urutan pertama sebagai industri dengan bahan baku metanol dengan presentase sebesar 80% sedangkan sisanya digunakan pada industri lainnya. Program Mandatori B30 yang diusung pemerintah untuk menghasilkan B30 dari metanol yang akan dilaksanakan pada tahun 2020 semakin menambah jumlah kebutuhan metanol di Indonesia nantinya.

Seiring dengan pertumbuhan ekonomi Indonesia, kebutuhan metanol ditaksir akan terus mengalami peningkatan karena industri metanol menjadi bahan baku untuk berbagai produk industri lainnya. Berikut data *supply and demand* metanol pada tahun 2014-2018.

Tabel I.1 Data *supply demand* metanol di Indonesia

No	Tahun	Produksi (ton/tahun)	Konsumsi (ton/tahun)	Ekspor (ton/tahun)	Impor (ton/tahun)
1.	2014	660.000,00	813.209,81	404.151,91	557.361,73
2.	2015	660.000,00	456.529,59	422.884,23	219.413,82
3.	2016	660.000,00	712.054,16	384.933,65	436.987,82
4.	2017	660.000,00	675.018,19	335.007,86	350.026,05
5.	2018	660.000,00	1.052.579,63	307.366,26	699.945,89

(BPS, 2020)

Dari data tersebut, kebutuhan metanol di Indonesia masih belum bisa dipenuhi oleh jumlah produsen nasional sehingga jumlah tersebut harus ditutupi dengan impor yang bakal terus meningkat tiap tahunnya. Sudah saatnya Indonesia mampu berdiri sendiri untuk memenuhi kebutuhan metanol.

Selain itu, dalam mendukung program Mandatori B30 yang akan dilaksanakan pada tahun 2020, menjadikan metanol sebagai salah satu bahan baku utama yang diperlukan pada proses produksinya. Jumlah kebutuhan biodiesel untuk menggantikan solar sebagai bahan bakar diperkirakan masih sangat besar, hal ini selaras dengan data konsumsi solar di Indonesia. Berikut merupakan data konsumsi dari solar pada tahun 2014-2018.

Tabel I.2 Data konsumsi solar di Indonesia

No.	Tahun	Konsumsi (kL/tahun)
1.	2014	16.245.107,28
2.	2015	14.156.373,29
3.	2016	13.747.236,67
4.	2017	14.511.781,06
5.	2018	15.583.919,02

(BPH Migas, 2020)

Adanya program Mandatori B30 membuat industri metanol memiliki potensi yang besar untuk dikembangkan di Indonesia dengan batubara yang melimpah sebagai bahan bakunya. Selain itu dengan 11.690 ton/hari batubara yang digunakan dapat menghasilkan sekitar 5.000 ton metanol perharinya (Sarkanen dan Tillman, 1979). Harga dari metanol sendiri sebesar US\$565/MT

(Methanex, 2014) dan biaya untuk batubara sekitar US\$55/MT (Trading Economics, 2020) sehingga *economic potential* (EP) untuk industri metanol dari batubara ini dapat dihitung dengan:

$$EP = \text{harga jual produk} - \text{biaya bahan baku} \quad (\text{Smith, 2005})$$

$$EP = \left(5.000 \frac{\text{ton}}{\text{hari}} \times \text{US\$}565/\text{ton} \right) - \left(11.690 \frac{\text{ton}}{\text{hari}} \times \text{US\$}53,98/\text{ton} \right)$$

$$EP = \text{US\$}2.825.000/\text{hari} - \text{US\$}631.026,2/\text{hari}$$

$$= \text{US\$}2.193.973,8/\text{hari}$$

Hasil *economic potential* tersebut membuktikan bahwa industri metanol dari batubara ini akan sangat berpotensi untuk dikembangkan.

Di sisi lain, Indonesia juga dituntut untuk memaksimalkan potensi sumber daya energi yang dimiliki. Salah satu caranya adalah dengan memberikan dukungan pada berbagai industri yang dapat meningkatkan lapangan kerja, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor dan lain-lain. Hal ini dilakukan karena sektor industri menjadi kunci utama persaingan antar negara karena akan berpengaruh pada kondisi perekonomian negara tersebut. Perkembangan industri di Indonesia khususnya industri kimia mengalami peningkatan secara masif baik dari segi kualitas maupun kuantitas dari tahun ke tahunnya.

Perkembangan tersebut menginisiasi pemerintah untuk menerbitkan rencana induk pembangunan industri nasional tahun 2015-2035, dalam rencana tersebut industri kimia berbasis gas dan batubara menjadi salah satu yang ingin dikembangkan secara maksimal. Industri petrokimia hulu seperti industri metanol menjadi salah satu industri yang masuk dalam rencana tersebut. Terlebih, berdasarkan kementerian perindustrian, jumlah peningkatan kebutuhan metanol yang dapat mencapai 1.630 KTPA (*kilo tonnes per annum*) pada tahun 2021. Namun, kapasitas produksi metanol di Indonesia hanya 660 KTPA yang hanya dipasok oleh PT. Kaltim Metanol Industri. Oleh karena itu,

pembangunan industri kimia yang ada di Indonesia diperlukan untuk mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap industri kimia yang ada di luar negeri. Pengurangan impor yang dilakukan nantinya akan memberikan pengaruh positif pada keuangan Indonesia sehingga pembangunan pabrik metanol merupakan solusi yang tepat untuk menyelesaikan permasalahan tersebut.

BAB II BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas Pabrik

Indonesia telah melakukan impor metanol dengan kisaran 200.000 hingga 700.000 ton pertahunnya yang telah ditunjukkan pada Tabel I.1. Berikut tabel dari data pertumbuhan *supply demand* metanol yang ada di Indonesia.

Tabel II.1 Pertumbuhan produksi, konsumsi, ekspor, dan impor metanol di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan Produksi	Pertumbuhan Konsumsi	Pertumbuhan Ekspor	Pertumbuhan Impor
2014-2015	0,0000	-0,4386	0,0463	-0,6063
2015-2016	0,0000	0,5597	-0,0897	0,9916
2016-2017	0,0000	-0,0520	-0,1297	-0,1990
2017-2018	0,0000	0,5593	-0,0825	0,9997
Rata-rata	0,0000	0,1571	-0,0639	0,2965

Berdasarkan Tabel II.1 di atas, kondisi *supply demand* metanol di Indonesia pada tahun 2023 dapat diperkirakan dengan menggunakan persamaan *discounted*:

$$P_{2023} = P_{2018} \times (1 + i)^n$$

dimana $n = 2023 - 2018 = 5$

P = kapasitas produksi

(Peters dan Timmerhaus, 1991)

Berdasarkan persamaan tersebut didapatkan estimasi dari *supply demand* metanol, seperti produksi, konsumsi, dan ekspor pada tahun 2023. Berikut hasil perhitungan dari estimasi *supply demand* metanol di Indonesia pada tahun 2023.

Tabel II.2 Estimasi *supply demand* metanol pada tahun 2023

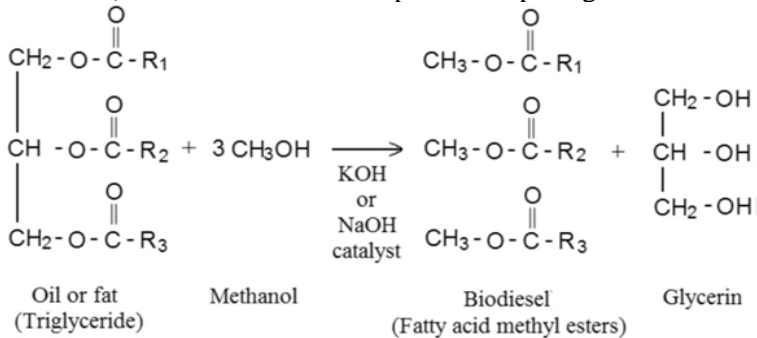
Tahun	Produksi (T/Y)	Konsumsi (T/Y)	Ekspor (T/Y)	Impor (T/Y)
2023	660.000,00	2.505.983,27	229.768,88	0

II-2

Dari data pada Tabel II.2, kapasitas metanol yang dibutuhkan apabila tidak melakukan impor metanol pada tahun 2023 dapat dihitung dengan persamaan berikut.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas kebutuhan metanol nasional} &= (\text{Ekspor} + \text{Konsumsi}) - \\ &\quad (\text{Impor} + \text{Produksi}) \\ &= (229.768,88 + 2.505.983,27) - (0 + 660.000) \\ &= 2.075.752,16 \text{ Ton/tahun} \\ &= \mathbf{2.076 \text{ KTPA}} \end{aligned}$$

Kapasitas tersebut merupakan kapasitas metanol yang dibutuhkan Indonesia secara nasional. Namun, dalam perkembangannya, penentuan kapasitas produksi juga harus memperhatikan pasar baru. Pembuatan B30 oleh pemerintah dapat dikategorikan sebagai pasar baru yang bakal membuka peluang besar dari industri metanol yang ada di Indonesia. B30 merupakan bahan bakar yang dihasilkan dari campuran 30% biodiesel dan 70% bahan bakar minyak jenis solar. Biodiesel didapatkan dari reaksi transesterifikasi (trans-esterifikasi dengan metanol) yaitu reaksi antara minyak nabati dengan metanol dibantu katalis basa (NaOH atau KOH). Reaksi transesterifikasi dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar II.1 Reaksi pembentukan biodiesel

Dengan mempertimbangkan aspek pasar baru berupa B30, maka perlu diperhatikan pula pertumbuhan konsumsi dari solar. Berikut adalah data pertumbuhan konsumsi solar.

Tabel II.3 Pertumbuhan konsumsi solar di Indonesia

Tahun	Pertumbuhan Konsumsi
2014-2015	- 0,1286
2015-2016	- 0,0289
2016-2017	0,0556
2017-2018	0,0739
Rata-rata	- 0,0070

Berdasarkan Tabel II.3 dapat dihitung konsumsi solar pada tahun 2023 dengan menggunakan rumus *discounted* di atas. Dari hasil perhitungan tersebut, diperoleh konsumsi solar pada tahun 2023 sebanyak 15.046.396,30 kL/Tahun. Dari hasil tersebut, jumlah kebutuhan solar yang bakal disubstitusi oleh biodiesel sebesar 30% atau sebesar 4.513.918,89 kL per tahun. Dengan volume tersebut dapat diperoleh jumlah biodiesel dalam satuan kmol.

Data:

- Massa jenis biodiesel = $0,867 \text{ kg/dm}^3$ (Haryono dkk., 2016)
- Molar mass* biodiesel = 293 kg/kmol (Sanchez dkk., 2012)

Massa Biodiesel:

$$\rho = \frac{\text{mass}}{\text{volume}}$$

$$\begin{aligned} \text{Mass} &= \rho \times \text{Volume} \\ &= 0,867 \text{ kg/dm}^3 \times 4.513.918.888,59 \text{ dm}^3/\text{tahun} \\ &= 3.913.567.676,49 \text{ kg/tahun} = 3.914 \text{ KTPA} \end{aligned}$$

c. Mol Biodiesel

$$\begin{aligned} \text{mol} &= \frac{\text{mass}}{\text{molar mass}} \\ \text{mol} &= \frac{3.941.138.396,16 \text{ kg/tahun}}{292 \text{ kg/kmol}} = 13.402.629,03 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Dari perhitungan tersebut, diketahui jumlah biodiesel yang dibutuhkan sebesar 13.497.050 kmol sehingga dapat dihitung jumlah metanol yang diperlukan dengan menggunakan stoikiometri.

II-4

Trigliserida (<i>Limiting Agent</i>)	3 CH ₃ OH (<i>Metanol</i>)	↔	C ₃ H ₈ O ₃ (Gliserol)	3 (C ₁₇ H ₃₄ O ₂) 3 Biodiesel
4.467.543 kmol	26.805.258 kmol			
4.467.543 kmol	13.402.629 kmol		4.467.543 kmol	13.402.629 kmol
	13.402.629 kmol		4.467.543 kmol	13.402.629 kmol

Berdasarkan literatur, rasio trigliserida sebagai *limiting agent* dan *metanol* dalam reaksi transesterifikasi untuk pembuatan biodiesel minimal sebesar 1:6 (Yoeswono dkk., 2008) sehingga jumlah trigliserida dan metanol yang dibutuhkan untuk membentuk 13.497.050 kmol biodiesel adalah 4.499.017 kmol dan 26.994.100 kmol. Dengan menggunakan prinsip perhitungan yang sama, jumlah massa metanol yang dibutuhkan dapat dihitung sebagai berikut.

Data:

Molar Mass *Metanol* = 32 kg/kmol

Massa *Metanol* untuk Pembentukan Biodiesel: $mol = \frac{mass}{molar\ mass}$

Massa = mol x massa molar

= 26.805.258 kmol x 32 kg/kmol

= 857.768.258 kg

= **858 KTPA**

Berdasarkan perhitungan diatas, maka total kapasitas kebutuhan nasional terhadap metanol secara keseluruhan:

Kebutuhan metanol = kebutuhan metanol (*supply demand*) +
kebutuhan untuk Biodiesel

= 2.076 KTPA + 858 KTPA

= 2.934 KTPA

Kapasitas ini merupakan kebutuhan nasional terhadap metanol. Dengan mempertimbangkan aspek kompetitor dan upaya pemerintah dalam mengurangi ketergantungan impor metanol serta kapasitas lisensor untuk sintesa metanol, maka pabrik yang akan didirikan akan mempunyai **kapasitas produksi sebesar 650 KTPA dimana dapat menyerap sekitar 22,15% dari kapasitas**

produksi nasional. Digunakan pula basis perhitungan pabrik dengan waktu operasi 330 hari kerja/tahun dan waktu kerja pabrik 24 jam/hari, sehingga perhitungannya menjadi:

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas produksi pabrik} &= 2.934 \text{ KTPA} \times 22,15\% \\ &= 650 \text{ KTPA}\end{aligned}$$

II.2 Penentuan Lokasi Pabrik

Pada prinsipnya, letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Proses produksi yang ekonomis dan harga bahan baku yang murah bisa didapatkan jika pabrik berada di lokasi yang tepat. Idealnya, lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

Letak geografis suatu pabrik mempunyai pengaruh besar terhadap kelangsungan atau keberhasilan pabrik tersebut. Karena penentuan lokasi pabrik yang akan didirikan sangat penting dalam perencanaannya. Lokasi pabrik yang tepat, ekonomis dan menguntungkan, harga bahan baku yang semurah mungkin dengan keuntungan yang sebesar mungkin. Idealnya lokasi yang akan dipilih harus dapat memberikan keuntungan jangka panjang baik untuk perusahaan maupun warga sekitar, serta dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas atau menambah kapasitas pabrik tersebut.

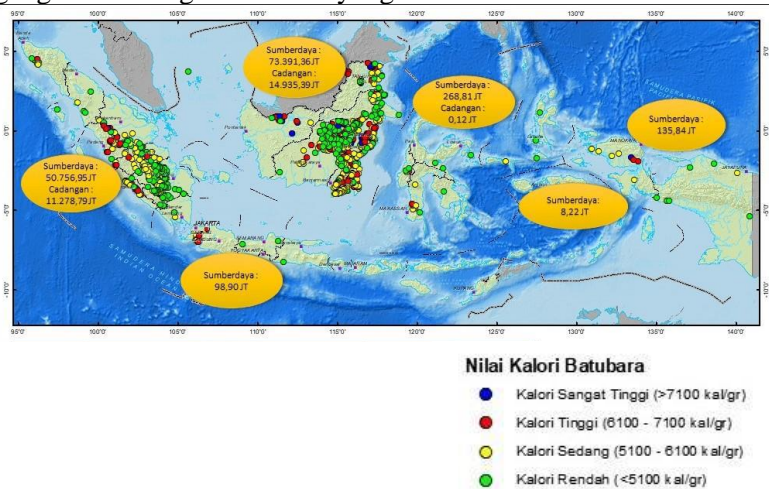
Pada pemilihan lokasi pendirian pabrik metanol ini, faktor yang dijadikan pertimbangan ialah sebagai berikut.

- a. Bahan baku
 - Bahan baku yang tersedia
 - Jarak bahan baku ke lokasi pabrik
- b. Lokasi pasar
 - Potensi penyerapan pasar
 - Jarak lokasi pasar dengan lokasi pabrik
- c. Iklim dan geografis
 - Kondisi tanah

II-6

- Suhu lingkungan
- Frekuensi gempa
- d. Utilitas
 - Ketersediaan pasokan listrik
 - Ketersediaan pasokan air
- e. Aksesibilitas dan fasilitas
 - Jarak pabrik dengan pelabuhan
 - Jarak pabrik dengan bandara
 - Ketersediaan layanan komunikasi
- a. **Bahan Baku**

Menurut Kementerian ESDM, cadangan batubara yang dimiliki Indonesia saat ini mencapai 39,9 milyar ton. Berikut peta geografis cadangan batubara yang ada di Indonesia.



Gambar II.2 Peta persebaran batubara di Indonesia
(PSDMBP, 2019)

Dengan persebaran seperti gambar di atas, sumberdaya dan cadangan batubara yang dimiliki oleh Indonesia berdasarkan tiap provinsi adalah sebagai berikut.

Tabel II.4 Sumber daya batubara per provinsi di Indonesia tahun 2018

Pulau	Provinsi	Sumber Daya (Juta Ton)				
		Hipotetik	Tereka	Tertunjuk	Terukur	Total
Jawa	Banten	5,470	32,920	12.680	6,498	57,568
	Jawa Tengah	-	0,820	-	-	0,820
	Jawa Timur	-	0,080	-	-	0,080
Sumatera	Aceh	-	138,510	314,224	821,235	1.273,968
	Sumatera Utara	-	7,000	1,838	5,780	14,618
	Riau	3,860	521,216	810,606	525,707	1.861,390

Pulau	Provinsi	Sumber Daya (Juta Ton)				
		Hipotetik	Tereka	Tertunjuk	Terukur	Total
Pulau Sumatera	Sumatera Barat	1,194	156,705	77,060	241,615	476,574
	Jambi	140,307	2.959,855	2.093,832	2.262,161	7.456,155
	Bengkulu	-	183,342	193,077	181,007	557,426
	Sumatera Selatan	3.099,447	13.062,940	13.686,406	12.100,875	41.949,668
	Lampung	-	122,949	8,210	3,534	134,693
	Kalimantan	Kalimantan Barat	2,257	375,690	6,850	3,700

Pulau	Provinsi	Sumber Daya (Juta Ton)				
		Hipotetik	Tereka	Tertunjuk	Terukur	Total
Kalimantan	Kalimantan Tengah	22,540	5.209,692	2.576,000	2.292,513	10.100,745
	Kalimantan Selatan	-	6.817,365	4.949,010	7.607,006	19.373,381
	Kalimantan Timur	887,986	13.144,992	26.589,914	23.693,349	64.316,241
	Kalimantan Utara	25,790	1.267,530	918,092	1.017,932	3.229,343
	Sulawesi Barat	11,463	15,999	0,780	0,165	28,407
Sulawesi Selatan	10,662	13,900	7,630	0,440	32,632	

Pulau	Provinsi	Sumber Daya (Juta Ton)				
		Hipotetik	Tereka	Tertunjuk	Terukur	Total
	Sulawesi Tenggara	0,636	-	-	-	0,636
	Sulawesi Tengah	0,524	1,980	-	-	2,504
Maluku	Maluku Utara	8,217	-	-	-	8,217
Papua	Papua Barat	93,663	32,820	-	-	126,483
	Papua	7,197	2,160	-	-	9,357
Total Indonesia		4.321,21	44.068,47	52.246,21	50.763,52	151.399,40

(PSDMBP, 2019)

Tabel II.5 Cadangan batubara per provinsi di Indonesia tahun 2018

Pulau	Provinsi	Cadangan (Juta Ton)		
		Terkira	Terbukti	Total
Jawa	Banten	4,609	2,608	7,217
	Jawa Tengah	-	-	-
	Jawa Timur	-	-	-
Sumatera	Aceh	102,902	468,069	570,971
	Sumatera Utara	-	-	-
	Riau	198,476	382,787	581,263
	Sumatera Barat	19,271	98,866	118,137
	Jambi	1.227,161	1.130,190	2.357,351
	Bengkulu	65,580	112,028	177,608
	Sumatera Selatan	5.912,000	4.165,616	10.077,616
	Lampung	11,744	-	11.744
Kalimantan	Kalimantan Barat	-	-	-
	Kalimantan Tengah	1.315,006	1.383,964	2.698,970
	Kalimantan Selatan	2.216,290	2.894,315	5.110,605
	Kalimantan Timur	5.735,166	11.101,932	16.837,098
	Kalimantan Utara	750,822	589,421	1.340,243
Sulawesi	Sulawesi Barat	1,800	-	1,800
	Sulawesi Selatan	-	0,332	0,332
	Sulawesi Tenggara	-	-	-
	Sulawesi Tengah	-	-	-

Pulau	Provinsi	Cadangan (Juta Ton)		
		Terkira	Terbukti	Total
Maluku	Maluku Utara	-	-	-
Papua	Papua Barat	-	-	-
	Papua	-	-	-
Total Indonesia		17.560,83	22.330,13	39.890,95

(PSDMBP, 2019)

Jumlah sumberdaya dan cadangan batubara yang dimiliki oleh Indonesia berdasarkan kualitas batubara adalah sebagai berikut.

Tabel II.6 Sumber daya batubara Indonesia tahun 2018

Kualitas	Sumber Daya (Juta Ton)				
	Hipotetik	Tereka	Tertunjuk	Terukur	Total
Kalori Rendah	433,03	14.580,77	15.375,29	16.386,73	46.775,82
Kalori Sedang	3.288,04	22.744,14	32.954,32	29.669,44	88.655,93
Kalori Tinggi	598,08	4.611,77	2.413,92	3.177,91	10.801,68
Kalori Sangat Tinggi	2,06	2.131,79	1.502,69	1.529,43	5.165,97
Jumlah	4.321,21	44.068,47	52.246,21	50.763,52	151.399,40

(PSDMBP, 2019)

Tabel II.7 Cadangan batubara Indonesia tahun 2018

Kualitas	Cadangan (Juta Ton)		
	Terkira	Terbukti	Total
Kalori Rendah	8.090,27	7.337,83	15.428,10
Kalori Sedang	8.160,49	13.586,92	21.747,41
Kalori Tinggi	887,56	1.026,12	1.913,68
Kalori Sangat Tinggi	422,51	379,26	801,77
Jumlah	17.560,83	22.330,13	39.890,95

(PSDMBP, 2019)

b. Lokasi Pemasaran

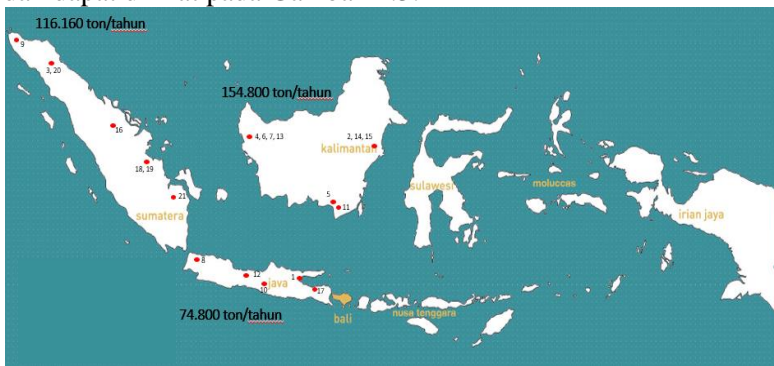
Konsumen produk metanol di Indonesia memiliki distribusi yang cukup merata di setiap daerahnya. Berikut adalah daftar dan persebaran target pemasaran metanol di Indonesia:

Tabel II.8 Target pemasaran metanol di Indonesia

No.	Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	PT Arjuna Utama Kimia, Rungkut, Surabaya	9.200
2.	PT. Batu Penggal Chemical Industry, Samarinda	11.200
3.	PT. Belawandeli Chemical, Medan	12.000
4.	PT Benua Multi Lestari, Pontianak	27.200
5.	PT. Binajaya Rodakarya, Barito Kuala	18.000
6.	PT. Duta Pertiwi Nusantara, Pontianak	20.000
7.	PT. Duta Rendra Mulia, Pontianak	13.400
8.	PT. Dover Chemical, Serang	24.000
9.	PT. Dyno Mugi Indonesia, Aceh	11.760
10.	PT. Gelora Citra Kimia Abadi, Temanggung	19.200
11.	PT. Intan Wijaya Chemical Industri, Banjarmasin	24.600
12.	PT. Kayu Lapis Indonesia, Kendal	8.000
13.	PT. Kurnia Kapuas Utama Glue Industry, Pontianak	15.200
14.	PT. Laktosa Indah, Samarinda	11.200
15.	PT. Orica Resindo Mahakam, Samarinda	14.000
16.	PT. Perawang Sukses Perkasa Industri, Riau	19.200
17.	PT. Pumolite Adhesive Industry, Probolinggo	14.400
18.	PT. Putra Sumber Kimindo, Jambi	18.000
19.	PT. Sabak Indah, Jambi	28.800

No.	Industri	Kapasitas (Ton/Tahun)
20.	PT. Sumatera Perekat Industri (SUPERIN), Medan	14.400
21.	PT. Urodin Prajey Industri, Palembang	12.000

Dari data tersebut dapat dilakukan pemetaan jumlah kapasitas dari target pasar yang membutuhkan metanol sebagai bahan bakunya. Pemetaan dilakukan setiap pulau yang ada di Indonesia dan dapat dilihat pada Gambar II.3.



Gambar II.3 Peta persebaran target pemasaran metanol di Indonesia

c. Iklim dan Geografis

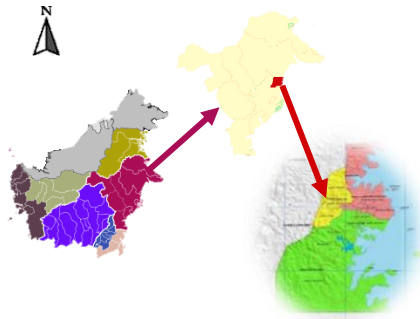
Iklim dan geografis berperan penting dalam penentuan lokasi pabrik karena berpengaruh terhadap desain pabrik yang akan dibuat nantinya. Berikut ini adalah kondisi wilayah berdasarkan data dari Badan Meteorologi dan Geofisika dari setiap Provinsi tahun 2020. Kondisi wilayah ini dapat dijadikan basis dengan data pabrik metanol akan direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2023.

1. Bontang

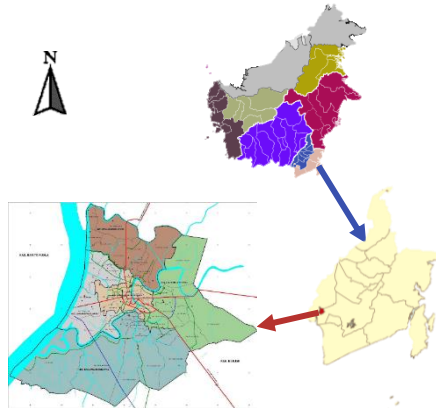
- Kelembaban udara rata-rata : 76-92%
- Suhu udara rata-rata : 25-29°C
- Gempa Signifikan (1990-2018) : 1 kali (04 Mei 2000)

- Kecepatan angin rata-rata : 1-4 m/s
 - Kecepatan angin maksimum : 3-9 m/s
- 2. Banjarmasin**
- Kelembaban udara rata-rata : 82-89%
 - Suhu udara rata-rata : 26-29°C
 - Gempa Signifikan (1990-2018) : -
 - Kecepatan angin rata-rata : 1-3 m/s
 - Kecepatan angin maksimum : 3-7 m/s

(BMKG 2020)



Gambar II.4 Topografi kota Bontang



Gambar II.5 Topografi kota Banjarmasin

d. Utilitas

Utilitas merupakan faktor yang berpengaruh dalam keberlangsungan suatu pabrik. Berikut ini adalah data kapasitas terpasang perembangkit tenaga listrik PLN menurut jenis pembangkit untuk wilayah Kalimantan Selatan dan Kalimantan Timur

Tabel II.9 Kapasitas terpasang tenaga listrik PLN (MW) tahun 2018

No.	Jenis Pembangkit	Kalimantan Selatan	Kalimantan Timur
1.	PLTA	-	-
2.	PLTU	-	-
3.	PLTG	-	-
4.	PLTGU	-	-
5.	PLTP	-	-
6.	PLTD	37,34	189,10
7.	PLT Surya	-	0,43
8.	PLT Bayu	-	-
9.	PLT Biomas	-	-
10.	Sewa	5,10	102,83
11.	IPP	17,20	56,81
Jumlah		59,64	349,17

(PLN, 2019)

e. Aksesibilitas dan Fasilitas

Aksesibilitas dan fasilitas transportasi juga menjadi faktor dalam memilih lokasi pabrik. Penyediaan bahan baku maupun pemasaran tertentu akan membutuhkan kedua faktor ini agar pabrik dapat berjalan dengan baik. Aksesibilitas dan fasilitas transportasi ini melingkupi jalan, bandara, dan pelabuhan

Tabel II.10 Perbandingan aksesibilitas dan fasilitas transportasi

Provinsi	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara (Wikipedia, 2020)	Jumlah Pelabuhan
Kalimantan Timur	3292,91 (BPS Kaltim, 2020)	13 bandara (2 bandara internasional)	3 pelabuhan peti kemas (Republika, 2015)

Provinsi	Panjang Jalan (km)	Jumlah Bandara (Wikipedia, 2020)	Jumlah Pelabuhan
Kalimantan Selatan	969,80 (BPS Kalsel, 2020)	5 bandara (1 bandara internasional)	1 pelabuhan peti kemas (Wikipedia, 2020)

Dengan mempertimbangkan aspek-aspek tersebut, maka melalui aplikasi *Expert Choice* 11 didapatkan hasil sebagai berikut.

Tabel II.11 Pemilihan lokasi pabrik metanol dari batubara

Komponen	Bobot	Lokasi	
		Bontang	Banjarmasin
Ketersediaan bahan baku (Bobot: 0,42)			
Letak bahan baku	0,5	0,113	0,091
Jumlah bahan baku	0,5	0,113	0,091
Target Pasar (Bobot: 0,252)			
Target Pasar	1,0	0,136	0,136
Iklim Geografis (Bobot: 0,066)			
Suhu udara rata-rata	0,297	0,011	0,011
Kelembaban udara	0,540	0,019	0,018
Kecepatan angin rata-rata	0,163	0,006	0,006
Utilitas (Bobot: 0,162)			
Ketersediaan air	0,5	0,044	0,042
Ketersediaan listrik	0,5	0,044	0,038
Aksesibilitas (0,099)			
Aksesibilitas	1,0	0,053	0,048
Total		0,556	0,444

Berdasarkan Tabel II.11 tersebut, lokasi pabrik metanol yang direncanakan untuk beroperasi pada tahun 2023 ini akan dibangun di Kota Bontang, Kalimantan Timur.

II.3 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Metanol atau metil alkohol merupakan bentuk alkohol paling sederhana dengan rumus kimia CH_3OH atau $\text{CH}_3\text{-OH}$. Pada

keadaan atmosferik, metanol memiliki beberapa karakteristik, yakni berbentuk cairan ringan, volatil, tidak berwarna, higroskopis, mudah terbakar, dan beracun. Beberapa bahan kimia yang dihasilkan dari metanol adalah sebagai berikut.

1. *Formaldehyde*
 - *Urea Formaldehyde*
 - *Phenol Formaldehyde*
 - *Butanediol*
 - *Polyoxymethylenes (POM)*
2. *Acetic Acid*
 - *Vinyl Acetate Monomer*
 - *Acetic Anhydride*
 - *Terephthalic Acid*
 - *Solvent Acetate*
 - *Solvent Esters*
3. *Clean Fuel*
 - *Fuel Cell*
 - *Methyl Tertiary-Butyl Ether (MTBE)*
4. *Methyl Methacrylate*
5. *Methylamines*
6. *Chloromethanes*

(Methanol Institute, 2020)

Metanol dapat dibuat dari berbagai macam bahan baku, yakni batubara, *natural gas* dan biomassa. Secara garis besar, proses pengolahannya cenderung sama, bahan baku tersebut dijadikan *syngas* yang banyak mengandung CO₂, CO, dan H₂. *Syngas* yang telah terbentuk nantinya dapat direaksikan untuk membentuk *metanol* dengan bantuan katalis.

II.3.1 Spesifikasi Bahan Baku

Batubara yang dapat digunakan sebagai bahan baku industri petrokimia adalah batubara biasa dan batubara yang berbentuk *coal bed methane*. Batubara dapat dibedakan menjadi beberapa golongan berdasarkan nilai kalornya. Penggolongan pada PT. Kaltim Prima Coal Tbk. sendiri dapat dilihat pada Tabel II.12.

Tabel II.12 Penggolongan produk batubara PT. Kaltim Prima Coal Tbk.

Parameter	Prima	Pinang	Melawan
TM (ar)	9,0-14,0	14,0-19,5	20,0-30,0
TS (adb)	0,4-0,8	0,4-1,0	0,4-0,8
GCV (ar)	6400-6700	5500-6300	4700-5400
HGI	45-50	43-50	42-50

(KPC, 2018)

Berikut *ultimate analysis* dan *proximate analysis* dari 3 produk batubara PT. Kaltim Prima Coal, Tbk.

Tabel II.13 Analisa batubara PT Kaltim Prima Coal

Parameter	Prima	Pinang	Melawan
<i>Proximate analysis</i> (% adb)			
<i>Moisture</i>	5,0	9,0	18,0
<i>Ash</i>	5,0	5,5	3,0
<i>Volatile matter</i>	41,0	40,0	38,0
<i>Fixed carbon</i>	49,0	45,5	41,0
Total	100,0	100,0	100,0
<i>Ultimate analysis</i> (% daf)			
C	80,00	78,50	75,6
H	5,50	5,50	5,40
N	1,63	1,60	1,45
S	0,67	0,70	0,25
O	12,2	13,70	17,30
Total	100,0	100,0	100,0

(KPC, 2009)

II.3.2 Target Produk

Bahan baku berupa batubara akan diproses menjadi metanol sebagai produk utama dengan spesifikasi sebagai berikut.

a. Sifat Fisik

Methyl alkohol atau yang lebih dikenal dengan metanol (CH_3OH) merupakan salah satu bahan kimia organik yang sangat

penting. Pada suhu kamar, metanol mempunyai sifat sebagai berikut.

- Berwujud *liquid* bening dan jernih
 - Mudah menguap dan mudah terbakar
 - Merupakan pelarut polar, larut dalam air, *ethyl alcohol*, dan *ether*
 - Batas peledakan metanol di udara adalah 6-36,5 % volume, di luar rentang tersebut, metanol tidak menimbulkan ledakan
 - Beracun jika dihirup yaitu dapat menyebabkan kebutaan
- Sifat fisik dari metanol adalah sebagai berikut.

Tabel II.14 Sifat fisik metanol

Sifat Fisik	Nilai
Titik didih, °C	64,6
Titik kritis, °C	239
Tekanan kritis, kPa	8.084
Nilai kritis dari compressibility factor, Z_c	0,224
Panas pembakaran (gross) pada 25°C, J/g	22.700
<i>Flammable limit</i> di udara, (v/v) %	
<i>Lower</i>	6,0
<i>Upper</i>	36,5
Temperatur <i>auto ignition</i> , °C	470
<i>Flash point, closed vessel</i> , °C	12
Tegangan permukaan, pada 25°C, mN/m	22,07
Tekanan uap pada 25°C, kPa	16,96
Densitas pada 25°C, g/ml	0,7866
Indeks refraktif, N_d pada 25°C	1,3265
Viskositas liquid pada 25°C, mPas(=cP)	0,544
Konduktivitas panas pada 25°C, W/(mK)	0,200

(Methanol Institute, 2020)

b. Spesifikasi Produk

Tabel II.15 Spesifikasi produk metanol *Grade AA*

No.	Uraian	Satuan	Persyaratan
1.	<i>Specific gravity</i> (20°C)	-	0,7920-0,7930
2.	Warna, skala Platina Kobalt	-	maks. nomor 5

No.	Uraian	Satuan	Persyaratan
3.	Jarak distilasi	-	maks. 1,0 °C (termasuk $64,6 \pm 0,1$ °C)
4.	<i>Non-volatile matter</i>	ppm	maks. 8
5.	Bau	-	khas, bebas dari bau luar
6.	Kadar air, % berat	%	maks. 0,1
7.	Keasaman (asam bebas sebagai asam asetat)	mg/kg	maks. 30
8.	Kadar aseton	mg/kg	maks. 30
9.	Hidrokarbon	-	lulus uji
10.	Zat yang dapat diperarang oleh H ₂ SO ₄ , skala Platina Kobal	-	maks. nomor 30
11.	Waktu Potassium Permanganat pada 15 °C	menit	min. 60
12.	Kadar klorida	mg/kg	maks. 0,1
13.	Kemurnian, % berat <i>dry basis</i>	%	min. 99,85

(KMI, 2020)

Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Seleksi Proses

Seleksi proses pada pabrik metanol dari batubara ini memiliki 2 tahap proses seleksi, yakni seleksi proses produksi *synthetic gas (syngas)* dari batubara dan seleksi proses produksi metanol dari *syngas*.

III.1.1 Produksi Syngas dari Batubara

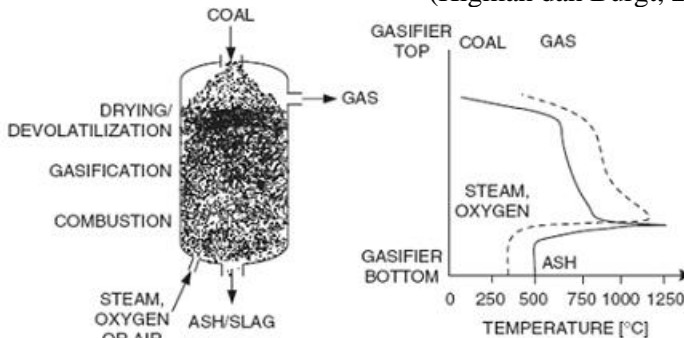
Teknologi gasifikasi yang digunakan untuk konversi batubara menjadi *syngas* dikenal dengan *gasifier*. Ada 3 macam *gasifier* yang biasa digunakan dalam proses gasifikasi batubara, yaitu *moving bed*, *fluidized bed* dan *entrained-flow*.

a. *Moving Bed*

Moving bed adalah proses tertua yang digunakan untuk gasifikasi. Ada dua bagian memegang peranan penting pada awal proses produksi yaitu *gas process producer* dan *water gas process*. Dalam *moving bed*, batubara yang berukuran 6—50 mm diumpankan dari atas reaktor dan akan tertumpuk karena gaya beratnya. Dari bawah reaktor, dialirkan *Steam* dan udara (O_2) dan akan bereaksi membentuk *syngas* (Higman dan Burgt, 2008).

Perusahaan yang menggunakan *gasifier* jenis *moving bed* untuk mengubah batubara menjadi *syngas* yaitu Lurgi *Dry Ash*.

(Higman dan Burgt, 2008)



Gambar III.1 *Moving Bed Gasifier*

III-2

Kelebihan:

- Sangat cocok untuk skala kecil
- Mudah dalam desain dan pengoperasiannya
- Membutuhkan O_2 dalam jumlah yang sedikit

Kekurangan:

- Proses pencampuran gas dalam *bed* kurang baik sehingga temperatur pada *bed* sulit dikontrol
- *Syngas* yang dihasilkan sulit diprediksi sehingga tidak cocok bila digunakan secara komersial.
- Hanya dapat digunakan untuk batubara dengan *grade* yang tinggi.

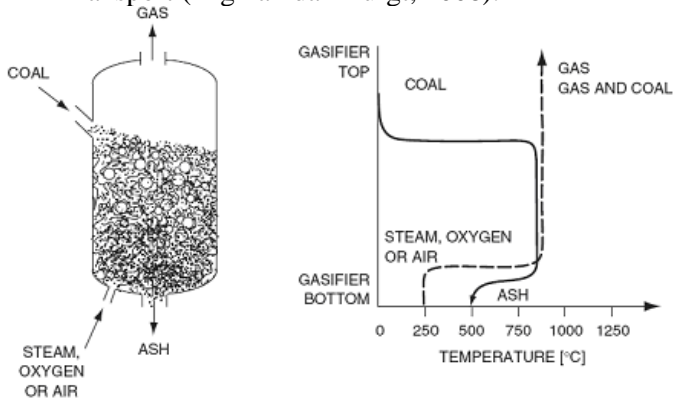
(Higman dan Burgt, 2008)

b. *Fluidized Bed*

Dalam *fluidized bed*, ukuran batubara yang digunakan lebih halus yaitu 6—10 mm. Pada *fluidized bed*, gaya dorong ke atas oleh *steam* dan udara (O_2) akan seimbang dengan gaya gravitasi dari serbuk batubara sehingga menyebabkan partikel batubara ada dalam kondisi mengambang saat gasifikasi terjadi.

(Higman dan Burgt, 2008)

Perusahaan yang menggunakan *gasifier* jenis *fluidized bed* untuk mengubah batubara menjadi *syngas* yaitu : Winkler, U-Gas, dan KBR Transport (Higman dan Burgt, 2008).



Gambar III.2 *Fluidized Bed Gasifier*

Kelebihan:

- Kondisi temperatur mudah dikontrol karena proses pencampuran yang baik.
- Cocok digunakan dalam skala industri.
- *Heat transfer* dan *mass transfer* antara gas dan partikel *solid* lebih sempurna.
- Dapat digunakan pada segala jenis batubara.

Kekurangan:

- Jumlah oksigen dan *steam* yang dibutuhkan cukup banyak
- Konversi karbon yang terbentuk rendah

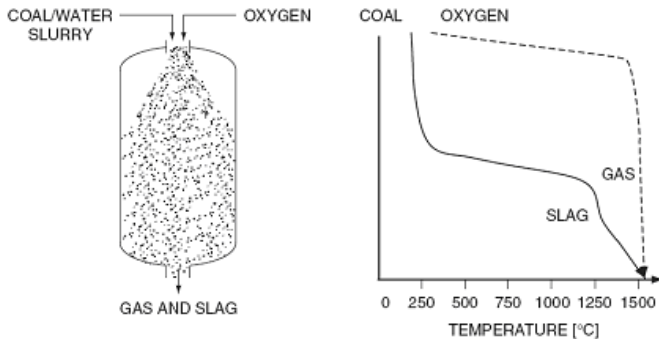
(Higman dan Burgt, 2008)

c. *Entrained Flow*

Dalam *entrained flow* kontak antara serbuk batubara dengan *steam* dan udara (O_2) dibuat sangat cepat sekali. Umpan yang digunakan untuk batubara bisa berupa *slurry feed* maupun *dry feed*. Ukuran batubara yang masuk sangat halus, berukuran dari $< 100 \mu m$ (Higman dan Burgt, 2008).

Perusahaan yang menggunakan *gasifier* jenis *entrained flow* untuk mengubah batubara menjadi *syngas* yaitu: GE (Texaco), E-Gas, Shell, Siemens (*future energy*), MHI Air Blown, Eagle.

(Higman dan Burgt, 2008)



Gambar III.3 *Entrained Flow Gasifier*

Kelebihan:

- Waktu kontak sangat cepat sehingga proses pembentukan *agglomerate* dapat diminimalkan.

III-4

- Bisa digunakan untuk semua jenis batubara (*grade* rendah-*grade* tinggi).
- Konversi karbon yang terbentuk tinggi.
- *Ash* yang dihasilkan adalah inert, hal ini terjadi karena banyaknya O₂ yang digunakan.
- Sangat cocok digunakan pada skala industri karena hasil yang banyak.

Kekurangan:

- Membutuhkan O₂ dalam jumlah yang besar.
- Gas yang dihasilkan bersuhu sangat tinggi.
- Pemilihan konstruksi pada *combustion zone* dikarenakan tingginya suhu pada *zone* tersebut.

(Higman dan Burgt, 2008)

Perbandingan masing-masing gasifier yang dapat dijadikan acuan dalam pemilihan *gasifier* yang akan digunakan dapat dilihat pada Tabel III.1. Dari Tabel III.1 *Gasifier* dengan tipe *entrained flow* lebih baik digunakan karena konversi karbon nya yang tinggi jika dibandingkan dengan 2 tipe *gasifier* lainnya.

Tabel III.1 Perbandingan *gasifier* untuk gasifikasi batubara

Kategori	<i>Moving-Bed</i>		<i>Fluid-Bed</i>		<i>Entrained-Flow</i>
	<i>Dry ash</i>	<i>Slagging</i>	<i>Dry ash</i>	<i>Agglomerating</i>	<i>Slagging</i>
Kondisi <i>ash</i>	<i>Dry ash</i>	<i>Slagging</i>	<i>Dry ash</i>	<i>Agglomerating</i>	<i>Slagging</i>
Tipe Proses	lurgi	BGL	Winkler, HTW, CFB	KRW, U-Gas	Shell, Texaco
Karakteristik ukuran <i>feed</i>	6 – 50 mm	6 – 50 mm	6 – 10 mm	6 – 10 mm	< 0,1 mm
Terbentuknya <i>caking coal</i>	Ya	Ya	Mungkin	Ya	Ya
Kualitas batubara yang dianjurkan	Semua	Tinggi	Rendah	Semua	Semua

Kategori	<i>Moving-Bed</i>		<i>Fluid-Bed</i>		<i>Entraîne d-Flow</i>
Karakteristik suhu gas <i>output</i>	Rendah (425 – 650 C)	Rendah (425 – 650 C)	Sedang (900 – 1050 C)	Sedang (900 – 1050 C)	tinggi (1050 – 1600 C)
Kebutuhan O ₂	Rendah	Rendah	Sedang	Sedang	Tinggi
Kebutuhan <i>steam</i>	Tinggi	Rendah	Sedang	Sedang	Rendah
Karakteristik lain	Hidro-karbon dalam gas	Hidro-karbon dalam gas	Konversi karbon rendah	Konversi karbon rendah	Gas murni, konversi karbon tinggi

(Higman dan Burgt, 2008)

Dari 2 lisensor yang menggunakan *gasifier* tipe *entrained flow* yang sering digunakan, dapat dilihat status komersialnya pada Tabel III.2.

Tabel III.2 Perbandingan tiap aspek pada lisensor GE dan E-Gas

Parameter	<i>Entrained Flow</i>	
	GE	E-Gas (Conoco)
Aspek Teknis		
<i>Carbon Conversion</i>	96	99,7
<i>Cold Gas Efficiency</i>	70	79
Suhu Operasi °C	1200	1300
Tekanan Operasi (MPa)	3,5	2,8
Aspek Ekonomi		
CAPEX (10 ⁶ €)	1476,8	1358,2
OPEX (10 ⁶ €/year)	136,2	122,2
Aspek Lingkungan		
Total Emisi (CO ₂ /Kg barrel)	1000	1030

Dari aspek teknis yang terdiri dari konversi karbon dan efisiensi gas dari *gasifier*, E-Gas lebih baik digunakan karena

menghasilkan konversi yang lebih tinggi dibandingkan dengan GE sehingga dipilihlah proses dari E-Gas (Conoco).

III.1.2 Produksi *Methanol* dari *Syngas*

Dalam proses produksi metanol dari *syngas*, ada beberapa proses yang sering digunakan di dunia, seperti ICI, Lurgi, Haldor Topso, Mitsubishi Gas Chemical, dan lainnya. Namun yang paling sering digunakan adalah proses Lurgi dan ICI sehingga yang akan dibahas disini adalah kedua proses tersebut. Secara garis besar, kedua proses tersebut memiliki prinsip yang sama. Perbedaannya terletak pada jenis reaktor yang digunakan dan cara memindahkan panas reaksi pada reaktor. Untuk jelasnya kedua proses tersebut adalah sebagai berikut.

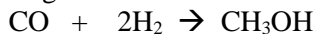
III.1.2.1 Proses ICI

Reaktor yang digunakan pada proses ICI adalah reaktor *adiabatic (quench converter)*. *Syngas* yang terbentuk dari proses gasifikasi batubara (H_2 , CO , CO_2) dikompresi sampai tekanan 50 – 100 atm, kemudian didinginkan sampai temperatur 200°C. *Syngas* tersebut nantinya akan bercampur dengan aliran *recycle* masuk ke ICI *quench reactor* dimana di dalam satu reaktor terdiri dari beberapa *bed* katalis.

Secara garis besar, proses pembuatan metanol dibagi menjadi 2, yakni proses sintesa metanol dan proses pemurnian metanol. Uraian Proses ICI adalah sebagai berikut:

1. Proses Sintesa Metanol

- a. *Syngas loop* dikompresi dalam sebuah sirkulator.
- b. Kemudian *syngas* masuk dalam konverter.
- c. Aliran selanjutnya adalah *feed/effluent exchanger*, *heat recovery exchanger*, dan *separator*. Untuk *plant* yang lebih luas *loop* tekanan operasi adalah 80 – 100 bar. Konverter terdiri dari katalis berbasis tembaga (*copper*) dan suhunya adalah 240 °C – 270 °C. Reaksi pembentukan metanol adalah sebagai berikut.

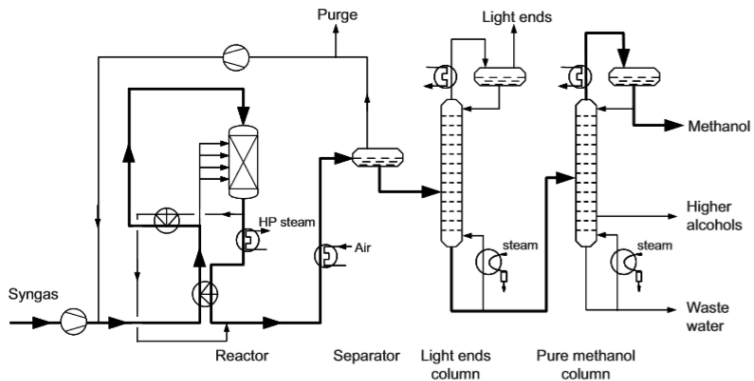


Reaksi dibatasi oleh kesetimbangan, konsentrasi metanol yang keluar kurang dari 7%. *Effluent* dari konverter didinginkan menjadi 40°C untuk mengkondensasi produk metanol. Gas yang tidak bereaksi di-*recycle* menuju sirkulator. Sebuah *purge* diambil dari *recycle gas* untuk memindahkan kembali *inert* seperti Nitrogen, Argon Methane, dan Surplus Hidrogen yang digunakan sebagai bahan bakar.

2. Proses Pemurnian Metanol

Crude metanol dari separator terdiri dari air dan *by product* tingkat rendah yang dipisahkan dengan distilasi 2 kolom. Kolom pertama memindahkan kembali bahan-bahan ringan seperti Eter, Ester, Aseton dan Hidrokarbon yang lebih ringan. Kolom kedua memindahkan air, alkohol yang lebih tinggi, dan hidrokarbon yang lebih tinggi.

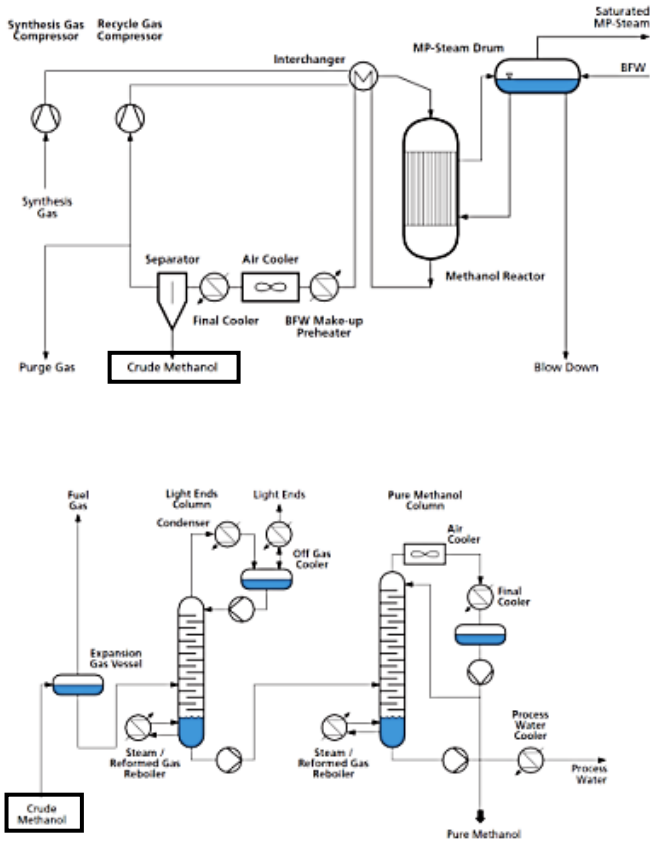
Dari literatur (*Petrochemical Process*) diperoleh informasi bahwa biaya produksi didominasi oleh biaya gas alam dan *capital charges*. *Feed* dan bahan bakar yang digunakan adalah 7,0 sampai 7,8 Gcal/metric ton metanol. *Capital cost* dapat dipengaruhi oleh lokasi dan infrastruktur yang tersedia. Untuk *plant* 2000 ton/hari biayanya adalah US\$ 250 – 300 juta. Untuk lebih jelasnya proses tersebut diatas dapat dilihat pada Gambar III.5 di bawah ini:



Gambar III.4 *Flowsheet* proses ICI

III.1.2.2 Proses Lurgi

Setelah diperoleh *syngas*, selanjutnya dikompresi dengan *single casing-syngas/recycle compressor* kurang lebih 80 bar. Kombinasi *single casing compressor* menguntungkan karena adanya tekanan tinggi pada aliran masuk *syngas* dan rendahnya rasio *recycle* sintesa metanol.



Gambar III.5 Flowsheet proses Lurgi

Synthesis loop meliputi *recycle compressor*, *feed/effluent interchanger*, reaktor *tubular*, *separator* final dan metanol. Pada reaktor metanol proses Lurgi menggunakan katalis berbasis

tembaga yang dipasangkan pada tabung vertikal dengan dialiri *boiling water* di sekelilingnya. Reaksi terjadi dalam keadaan hampir di bawah kondisi *isothermal*. Pengontrol temperatur pada reaksi tersebut dilakukan dengan mengatur tekanan yang dihasilkan oleh *steam* tekanan tinggi. Karena panas reaksi berpindah secara langsung, *synthesis loop* dijalankan pada *rate recycle* rendah. Metanol yang dihasilkan sebanyak 1,2 kg/L katalis yang diperlukan. Kondisi reaksi *isothermal* dan seleksi katalis dapat menahan pembentukan *by-product* hingga mendekati level yang rendah. Sebagian *recycle gas* dibuang untuk menghilangkan *inert*. Metanol dipisahkan dari produk gas dan dilakukan distilasi. Pada sistem *energy saving three column, by-product* dengan titik didih rendah dan tinggi dihilangkan. Untuk lebih jelasnya proses tersebut dapat dilihat pada Gambar III.6.

Dari uraian proses tersebut, terlihat bahwa persamaan antara proses ICI dan Lurgi dalam pembuatan metanol dari *syngas* adalah sebagai berikut.

- Proses sintesis metanol pada reaktor berkatalis. Saat ini katalis yang banyak digunakan adalah yang berbasis tembaga.
- Proses pemurnian dari *crude* metanol dilakukan dengan distilasi.

Sedangkan perbedaan dari proses di atas terutama terletak pada jenis dari reaktor yang digunakan. Perbandingan dari kedua proses dapat dilihat pada Tabel III.3 berikut.

Tabel III.3 Perbandingan proses pembuatan metanol

Parameter	Lisensor sintesa metanol	
	ICI	LURGI
Aspek Teknis		
Type	<i>Fixed bed down flow</i>	<i>Tubular</i>
Heat Removal	<i>cold feed gas between cat. Beds</i>	<i>water jacket for steam</i>
Suhu Operasi °C	204-299	238-271
Tekanan Operasi (bar)	50-103,5	69-103,5
Ukuran <i>plant</i> , Bbl/hari	400-20.000	1.200-20.000

Parameter	Lisensor sintesa metanol	
	ICI	LURGI
*Bbl = 42 gal		
Konversi (%)	90	90
Efisiensi	85,33	77,75
<i>Water Consumption</i> (Gal/Bbl)	0	126
<i>Catalyst and</i> <i>Chemical(\$/Bbl)</i>	0,075	0,075
Aspek Ekonomi		
CAPEX (\$)	1534,2	2007
OPEX (\$)	162,7	253,2

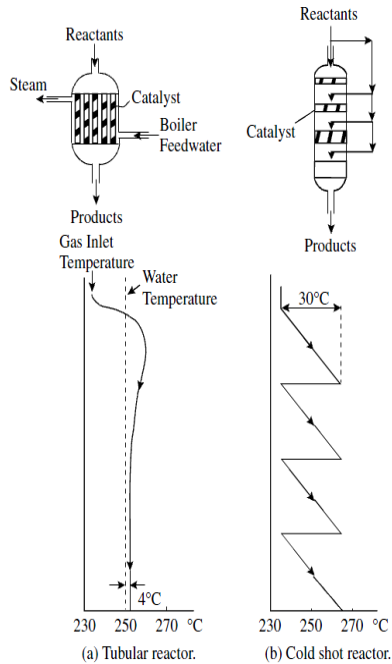
(Moulton dan Sefer, 1986)

Pada reaktor *quench converter* pada ICI:

- Umpan yang masuk langsung kontak dengan katalis sehingga menyebabkan konversi dan efisiensi yang tinggi.

Pada reaktor *Shell and Tube* pada Lurgi:

- Pendingin menggunakan *boiling water* yang mengalir di dalam *shell*.
- Dapat menyerap panas yang dihasilkan reaksi di dalam *tube* yang berisi katalis sehingga reaktor dapat mempertahankan suhunya.

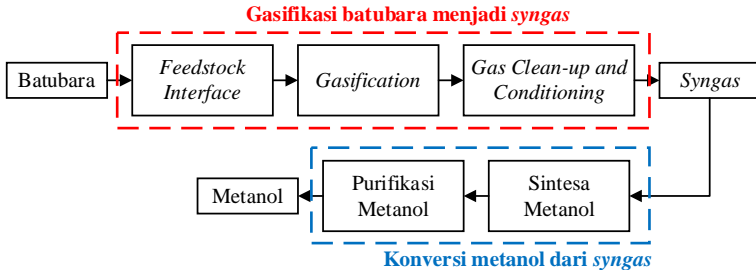


Gambar III.6 Perbedaan jenis reaktor antara proses (a) Lurgi dan (b) ICI (Smith, 2005)

Berdasarkan aspek-aspek yang menunjang di atas seleksi proses secara total yang lebih menguntungkan untuk pabrik metanol yang akan didirikan ini menggunakan *gasifier* tipe *Entrained Flow* dengan tipikal proses yaitu proses E-gas dilanjutkan dengan meng-konversi *syngas* menjadi metanol menggunakan proses ICI.

III.2 Uraian Proses

Uraian proses pabrik metanol dari batubara ini dibagi menjadi dua, yaitu proses gasifikasi batubara menjadi *syngas* dan konversi metanol dari *syngas*.



Gambar III.7 Block diagram pabrik metanol dari batubara

Gasifikasi batubara adalah proses dimana batubara dari bentuk padatan dikonversi menjadi *syngas* melalui oksidasi parsial. Untuk melakukan proses gasifikasi sendiri perlu adanya *pre-treatment* dari batubara dengan penyesuaian kondisi bahan baku dan operasi yang diinginkan oleh proses gasifikasi. Setelah proses *pre-treatment* atau *feedstock interface*, batubara akan mengalami proses gasifikasi yang kemudian akan terkonversi menjadi *syngas* yang perlu dikondisikan kembali sebelum masuk ke proses sintesa metanol. Proses konversi *syngas* (CO dan H_2) menjadi metanol terdiri atas dua proses, yaitu proses sintesa metanolnya itu sendiri lalu kemudian dimurnikan sesuai dengan spesifikasi metanol yang diinginkan melalui proses purifikasi metanol.

III.2.1 *Feedstock Interface*

Proses awal gasifikasi dimulai dari *feedstock interface* dimana batubara dari *open yard* batubara akan dilakukan berbagai macam perlakuan agar sesuai dengan kondisi yang diperlukan dalam reaktor *gasifier* (R-110). Awalnya batubara dari *feed stock open yard* (F-111) diangkut menggunakan *belt conveyor* (J-112 A) menuju *hammer mill* (C-113) serta disaring menggunakan *screener* (A-114). Di sini terjadi proses *size reduction* dari 50 mm menjadi 0, 1 mm.

Lalu batubara yang telah dihancurkan diangkut oleh *screw conveyor* (J-116 A) untuk dialirkan menuju *bin pulverized coal* (F-112) untuk ditampung sementara sebelum masuk ke tangki pencampur (*mixer*) (M-118). Pada tangki pencampur ini, batubara dicampur dengan air untuk membentuk *slurry* dengan

perbandingan air dan batubara sebesar 3:7. Pencampuran ini bertujuan untuk mempermudah reaksi devolatilisasi di dalam *gasifier* sehingga gas-gas ringan mudah menguap di dalam *gasifier*.

Setelah keluar dari tangki pencampur, *slurry* batubara diumpankan ke dalam gasifier dengan pompa *slurry* jenis *membrane pump* (L-119). Pompa ini akan menaikkan tekanan dari *slurry* batubara hingga tekanan menjadi 30 bar. Tekanan ini disesuaikan dengan tekanan operasi dari *gasifier*.

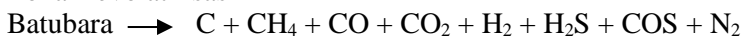
III.2.2 Gasification

Setelah tahap *size reduction* dan proses *slurry*, batubara dimasukkan dalam *gasifier* dari bagian bawah. *Gasifier* (R-110) yang digunakan berjenis *entrained flow* dengan tipikal proses Conoco Philips (E-Gas). *Gasifier* ini bekerja pada kondisi temperatur 1350 °C dan tekanan 30 bar. Hal yang membedakan dari *gasifier* ConocoPhillips adalah penggunaan temperatur yang tinggi untuk meminimalkan gas-gas ringan, menghilangkan tar, sekaligus memperbesar *yield* dari *syngas*. *Gasifier* ini terbagi menjadi 2 stage. Pada stage pertama, *slurry* yang masuk sebesar 80% dan sisanya masuk pada stage kedua. Pembagian *feed* berguna untuk meningkatkan efisiensi serta mengurangi kebutuhan oksigen pada proses gasifikasi.

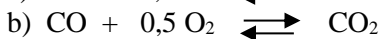
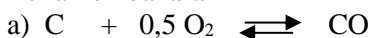
Pada *gasifier* ini terjadi berbagai macam reaksi yang dibagi menjadi tiga zona yaitu zona devolatilisasi dan zona pembakaran yang terjadi pada stage pertama serta zona gasifikasi yang terjadi pada stage kedua. Pada awalnya, batubara mengalami proses devolatilisasi untuk dekomposisi batubara secara kimia dengan bantuan panas dan kondisi lingkungan beroksigen. Hasil dari devolatilisasi adalah karbon, *ash*, dan gas-gas ringan.

Reaksi yang terjadi pada *Gasifier*:

1. Zona Devolatilisasi



2. Zona Pembakaran



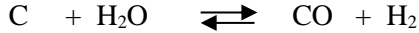


3. Zona Gasifikasi

a) Reaksi *Boudouard*



b) Reaksi *Water Gas*



c) Reaksi *Shift Conversion*



d) Reaksi *Metanasi*



Sebagian besar O_2 yang diinjeksikan dalam *gasifier* ini akan digunakan untuk zona pembakaran. Panas yang dihasilkan dari reaksi ini digunakan untuk menyediakan panas untuk reaksi devolatilisasi. Hasil dari reaksi 2 dan 3 dapat di atur dengan mengatur *rate* O_2 . Jika *rate* O_2 berlebih maka makin banyak CO_2 yang terbentuk. Akan tetapi jika *rate* O_2 yang diberikan kurang, maka CO yang terbentuk akan makin banyak.

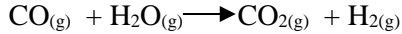
Reaksi *boudouard* yang merupakan reaksi endotermis dan lebih lambat jika dibandingkan pada reaksi pembakaran pada temperatur yang sama. Reaksi *water-gas* merupakan reaksi utama pada gasifikasi batubara karena pada reaksi ini dihasilkan *syngas* H_2 dan CO beserta dengan CO_2 sebagai hasil samping. Selain *water gas*, terdapat juga reaksi *shift conversion* yang menghasilkan gas hidrogen dengan komposisi tidak sebanyak reaksi *water gas*. Terakhir, pada zona gasifikasi dihasilkan pula reaksi samping metanasi yang menghasilkan metana dalam jumlah yang sedikit.

Karbon (*char*) yang tidak bereaksi pada zona gasifikasi dan semua *ash* turun sebagai *slag* di bagian *bottom* sedangkan *syngas* yang keluar dari *gasifier* akan disaring menggunakan *cyclone* (H-121) dan *electrostatic precipitator* (H-122) lalu didinginkan menggunakan *syngas cooler* (E-123) sehingga suhunya turun menjadi 354°C .

Selanjutnya *syngas* masuk ke reaktor *water shift gas* (R-120) untuk mereaksikan CO dengan steam sehingga terbentuk

hidrogen sehingga dapat membuat perbandingan $H_2:CO = 3:1$ sesuai dengan spek lisensor proses sintesa metanol.

Reaksi sebagai berikut.

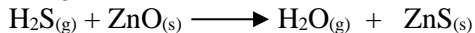


III.2.3 Gas Clean Up & Conditioning

Syngas yang dihasilkan oleh *gasifier* masih mengandung berbagai senyawa kimia yang berbahaya bagi katalis reaktor metanol apabila tidak dilakukan *pre-treatment* sebelum masuk ke reaktor metanol. Senyawa-senyawa yang dianggap mengganggu kinerja katalis seperti sulfur harus dilakukan proses pemisahan. Untuk menghilangkan sulfur, maka senyawa sulfur dalam bentuk COS dirubah menjadi H_2S terlebih dahulu menggunakan reaktor COS *hydrolizer* (R-130) dengan bantuan alumina aktif.



Lalu sulfur berupa H_2S dihilangkan pada unit pemisahan senyawa sulfur yakni pada tangki desulfurisasi (D-140A/B). Tangki tersebut bekerja pada suhu $391^\circ C$ dengan bantuan adsorben ZnO. Reaksi sebagai berikut:

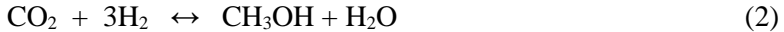


Diharapkan aliran *syngas* yang keluar dari tangki desulfurisasi mengandung H_2S dengan kadar <0.1 ppm. Apabila H_2S lebih dari 0.1 ppm maka kinerja dari katalis reaktor metanol akan terganggu. *Syngas* yang bebas dari kandungan H_2S diumpankan menuju *compressor* (G-211) untuk menaikkan tekanan menjadi 50 Bar.

III.2.4 Sintesa Metanol

Setelah dikompresi hingga 50 Bar, kemudian didinginkan di *economizer* (E-212) hingga mencapai suhu $270^\circ C$ dan di *syngas cooler II* (E-213) hingga suhu $190^\circ C$, selanjutnya *syngas* dimasukkan ke dalam reaktor metanol (R-210). Reaktor ini berupa *fixed bed reactor* menggunakan katalis $CuO/ZnO/Al_2O_3$ dengan formula yang digunakan sebagai berikut : *Copper Oxide* 60%, *Zinc Oxide* 30%, dan Alumina 10%. Reaksi yang terjadi pada reaktor metanol (R-210) adalah sebagai berikut.





Selanjutnya produk yang keluar dari reaktor *methanol* didinginkan di *crude methanol cooler* (E-221). Selanjutnya aliran ini dilewatkan ke *JT valve* (K-231) hingga mencapai tekanan 10 bar. Hasil ekspansi ini berupa fase campuran *liquid* dan *vapor* sehingga perlu dipisahkan dengan *methanol separator* (H-220) untuk memisahkan metanol dengan gas-gas *inert* dan *syngas* yang belum bereaksi.

Kemudian aliran *liquid* keluaran *separator* yang kaya akan metanol melewati *JT valve* (K-231) untuk mengubah tekanan menjadi 5 bar.

III.2.5 Purifikasi Metanol

Produk *crude methanol* kemudian dimurnikan dengan menggunakan dua kolom distilasi (D-230) dan (D-240). Kolom distilasi pertama bertujuan untuk menghilangkan gas-gas *inert* yang masih terikut dalam aliran *crude* metanol.

Low boiling by product seperti metana dan nitrogen dipisahkan dari *raw metanol* pada kolom distilasi I (D-230). Kolom distilasi I (D-230) menggunakan *sieve tray*. Kolom ini bekerja pada tekanan sekitar 5 bar dengan suhu sekitar 87,55°C pada kolom bagian atas dan 130,9°C pada bagian bawah kolom.

Hasil atas berupa gas dialirkan menuju tangki refluks dan dibuang ke *flare* dan sebagian dikembalikan ke kolom untuk menampung metanol yang ikut teruapkan di bagian atas. Hasil bawah berupa metanol yang telah bebas gas-gas ringan dengan kandungan metanol sekitar 70% (sisanya air) diumpankan ke kolom distilasi II (D-240). Menara kedua ini menggunakan *sieve tray*. Kolom ini bekerja pada tekanan 1,5 bar dengan suhu sekitar 66,55°C pada kolom bagian atas dan 111,3°C pada bagian bawah kolom.

Produk dari kolom distilasi II (D-240) adalah metanol yang keluar dari bagian atas menara, dikondensasikan dalam kondensor (E-242). Sebagian metanol dikembalikan ke kolom dan sebagian dialirkan menuju *methanol storage* (F-246), untuk kemudian seluruhnya ditampung dalam tangki penyimpan.

BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI

Berdasarkan perhitungan neraca massa dapat diketahui untuk menghasilkan 650.000 ton/tahun atau sekitar 82.070,71 kg/jam metanol dibutuhkan batubara sebanyak 199.302,13 kg/jam dan oksigen yang dibutuhkan dalam proses gasifikasi sebanyak 142.279,52 kg/jam. Pabrik metanol dari batubara ini juga menghasilkan jumlah *solid waste* sebanyak 6.137,25 kg/jam berupa karbon yang tidak bereaksi dalam *gasifier* dan *ash* yang telah terpisah dari *cyclone* dan *electrostatic precipitator*; *wastewater* sebanyak 267.073,43 kg/jam; gas yang ter-*purge* sebanyak 192.133,94 kg/jam; dan gas yang dibuang melalui *flare* sebanyak 2.887,53 kg/jam. Selain itu, berdasarkan perhitungan neraca energi dapat diketahui jumlah utilitas yang dibutuhkan, seperti *process water* sebanyak 85.415,20 kg/jam; *cooling water* sebanyak 27.725.768,22 kg/jam; *saturated steam* sebanyak 357.947,01 kg/jam; dan *superheated steam* sebanyak 620.035,50 kg/jam.

IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan mengetahui neraca massa, maka dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan unit utilitas, dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum kekekalan massa dengan asumsi aliran *steady state*. Rumus yang digunakan dalam perhitungan neraca massa adalah sebagai berikut.

$$\left[\begin{array}{c} \text{aliran massa} \\ \text{masuk dalam sistem} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{aliran massa} \\ \text{keluar sistem} \end{array} \right] = [\text{akumulasi massa dalam sistem}]$$

Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi dalam sistem adalah nol. Dalam perhitungan neraca massa ini, satuan yang digunakan adalah kg material. Neraca massa proses pembuatan metanol dari batubara dapat dihitung sebagai berikut.

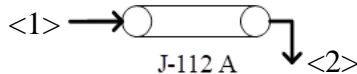
Basis Perhitungan = 1 jam operasi

IV-2

Satuan perhitungan	= kg
Kapasitas Produksi	= 1.969,70 ton metanol/hari = 82.070,71 kg metanol/jam
Bahan baku	= 4.783,25 ton batubara/hari = 199.302,13 kg batubara/jam
Waktu Operasi	= 1 tahun = 330 hari 1 hari = 24 jam
Asumsi	= Sistem <i>steady state</i>

Perhitungan dilakukan dengan basis *feed* masuk 195.000 kg/jam batubara. Untuk memperoleh produk sesuai dengan kapasitas produksi yang diinginkan maka hasil perhitungan dikalikan dengan faktor konversi sebesar 1,022.

IV.1.1 Belt conveyor (J-112 A)



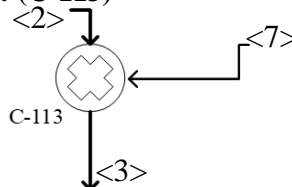
Gambar IV.1 Belt conveyor (J-112 A)

Fungsi : Mengangkut batubara ke Hammer Mill
Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.1 Neraca massa sistem belt conveyor (J-112 A)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <1>	aliran <2>
Batubara	199.302,13	199.302,13
Total	199.302,13	199.302,13

IV.1.2 Hammer mill (C-113)



Gambar IV.2 Hammer mill (C-113)

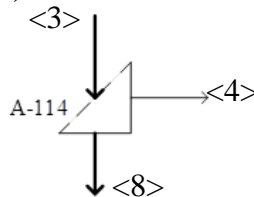
Fungsi : Memperkecil ukuran batubara (50 mm menjadi 0,1 mm)

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.2 Neraca massa sistem *hammer mill* (C-113)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <2>	aliran <7>	aliran <3>
Batubara	199.302,13	22.144,68	221.446,81
Total	199.302,13	22.144,68	221.446,81
	221.446,81		221.446,81

IV.1.3 Screener (A-114)



Gambar IV.3 Screener (A-114)

Fungsi : Memisahkan batubara *on size* dengan batubara *oversized*

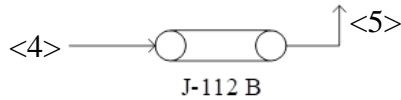
Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.3 Neraca massa sistem *screener* (A-114)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <3>	aliran <4>	aliran <8>
Batubara	221.446,81	22.144,68	199.302,13
Total	221.446,81	22.144,68	199.302,13
	221.446,81	221.446,81	

IV-4

IV.1.4 *Belt conveyor (J-112 B)*



Gambar IV.4 *Belt conveyor (J-112 B)*

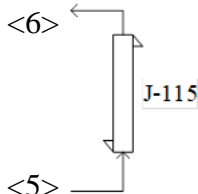
Fungsi : Mengangkut batubara menuju *bucket elevator*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.4 Neraca massa sistem *belt conveyor (J-112 B)*

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <4>	aliran <5>
Batubara	22.144,68	22.144,68
Total	22.144,68	22.144,68

IV.1.5 *Bucket elevator (J-115)*



Gambar IV.5 *Bucket elevator (J-115)*

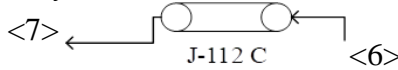
Fungsi : Mengangkut batubara dari *screener ke Hammer Mill*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.5 Neraca massa sistem *bucket elevator (J-115)*

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <5>	aliran <6>
Batubara	22.144,68	22.144,68
Total	22.144,68	22.144,68

IV.1.6 Belt conveyor (J-112 C)



Gambar IV.6 Belt conveyor (J-112 C)

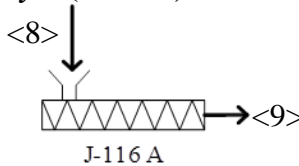
Fungsi : Mengangkut batubara menuju *Hammer Mill*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.6 Neraca massa sistem belt conveyor (J-112 C)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <6>	aliran <7>
Batubara	22.144,68	22.144,68
Total	22.144,68	22.144,68

IV.1.7 Screw conveyor (J-116 A)



Gambar IV.7 Screw conveyor (J-116 A)

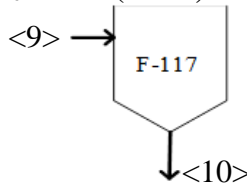
Fungsi : Mengangkut batubara dari *screener* menuju *bin pulverized coal*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.7 Neraca massa sistem screw conveyor (J-116 A)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <8>	aliran <9>
Batubara	199.302,13	199.302,13
Total	199.302,13	199.302,13

IV.1.8 Bin pulverized coal (F-117)



Gambar IV.8 Bin pulverized coal (F-117)

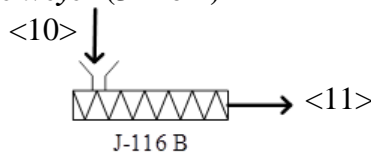
Fungsi : Menampung pulverized coal sebelum masuk ke gasifier

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.8 Neraca massa sistem bin pulverized coal (F-117)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <9>	aliran <10>
Batubara	199.302,13	199.302,13
Total	199.302,13	199.302,13

IV.1.9 Screw conveyor (J-116 B)



Gambar IV.9 Screw conveyor (J-116 B)

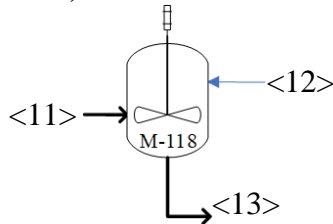
Fungsi : Mengangkut batubara dari bin pulverized coal menuju mixer

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.9 Neraca massa sistem screw conveyor (J-116 B)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <10>	aliran <11>
Batubara	199.302,13	199.302,13
Total	199.302,13	199.302,13

IV.1.10 Mixer (M-118)



Gambar IV.10 Mixer (M-118)

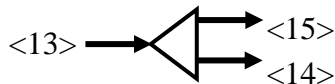
Fungsi : Melarutkan batubara dengan air proses 30°C hingga terbentuk *slurry* sebelum masuk *gasifier* (70% batubara dan 30% air proses)

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.10 Neraca massa sistem *mixer* (M-118)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <11>	aliran <12>	aliran <13>
Batubara	199.302,13		199.302,13
H ₂ O		85.415,20	85.415,20
Total	199.302,13	85.415,20	284.717,32
	284.717,32		284.717,32

IV.1.11 Split point (L-119)



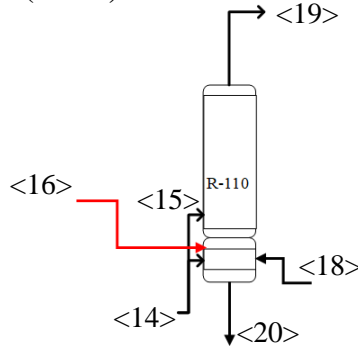
Gambar IV.11 Split point

Fungsi : Memompa hasil keluaran *mixer* menuju *gasifier*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.11 Neraca massa sistem *split point*

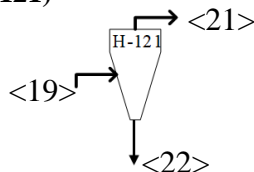
Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <13>	aliran <14>	aliran <15>
Batubara	199.302,13	169.406,81	29.895,32
H ₂ O	85.415,20	72.602,92	12.812,28
Total	284.717,32	242.009,72	42.707,60
	284.717,32	284.717,32	

IV.1.12 Gasifier (R-110)**Gambar IV.12** Gasifier (R-110)

- Fungsi : Tempat terjadinya proses gasifikasi batubara menjadi *syngas*
- Kondisi operasi : P = 30 bar dan T *stage* pertama = 965 °C;
T *stage* kedua = 962,5 °C
- Keterangan aliran :
- Aliran (14) & (15) : P = 30 bar dan T = 30,57 °C
- Aliran (16) : P = 30 bar dan T = 233,84 °C
- Aliran (18) : P = 30 bar dan T = 159,3 °C
- Aliran (19) dan (20) : P = 29,90 bar dan T = 962,5 °C

Tabel IV.12 Neraca massa sistem *gasifier* (R-110)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)				Aliran keluar (kg/jam)	
	<14>	<15>	<16>	<18>	<19>	<20>
Batu-bara	169.406,81	29.895,32				
O ₂				142.279,52		
C						158,56
CO					281.315,57	
CO ₂					74.450,09	
H ₂					14.601,94	
H ₂ S					209,11	
CH ₄					14.920,80	
COS					369,02	
N ₂					2.283,01	
H ₂ O	72.602,92	12.812,28	31.266,91		63.976,59	
Ash					5.979,06	
Total	242.009,72	42.707,60	31.266,91	142.279,52	458.105,19	158,56
	458.263,75				458.263,75	

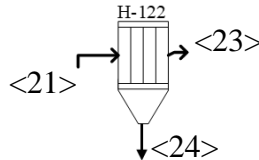
IV.1.13 Cyclone (H-121)**Gambar IV.13** *Cyclone* (H-121)

Fungsi : Memisahkan *syngas* dengan partikel *solid* yang terbawa dari *gasifier*

Kondisi operasi : P = 29,90 bar dan T = 962,5 °C

Tabel IV.13 Neraca massa sistem *cyclone* (H-121)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <19>	aliran <21>	aliran <22>
CO	281.315,57	281.315,57	
CO ₂	74.450,09	74.450,09	
H ₂	14.601,94	14.601,94	
H ₂ S	209,11	209,11	
CH ₄	14.920,80	14.920,80	
COS	369,02	369,02	
N ₂	2.283,01	2.283,01	
H ₂ O	63.976,59	63.976,59	
Ash	5.979,06	298,95	5.680,11
Total	458.105,19	452.425,08	5.680,11
	458.105,19	458.105,19	

IV.1.14 *Electrostatic precipitator* (H-122)**Gambar IV.14** *Electrostatic precipitator* (H-122)

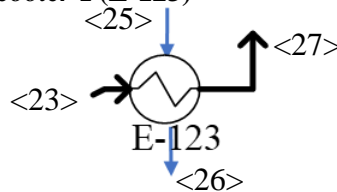
Fungsi : Untuk memisahkan partikel *solid* dengan gas dari *cyclone*

Kondisi operasi : P = 29,88 bar dan T = 962,5 °C

Tabel IV.14 Neraca massa sistem *electrostatic precipitator* (H-122)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <21>	aliran <23>	aliran <24>
CO	281.315,57	281.315,57	
CO ₂	74.450,09	74.450,09	
H ₂	14.601,94	14.601,94	
H ₂ S	209,11	209,11	
CH ₄	14.920,80	14.920,80	
COS	369,02	369,02	
N ₂	2.283,01	2.283,01	
H ₂ O	63.976,59	63.976,59	
Ash	298,95	0,37	298,58
Total	452.425,08	452.126,50	298,58
	452.425,08	452.425,08	

IV.1.15 Syngas cooler I (E-123)

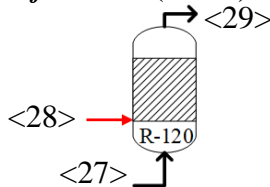


Gambar IV.15 Syngas cooler I (E-123)

- Fungsi : Mendinginkan syngas dari 962,5°C ke 355°C
- Kondisi operasi : Aliran (23): T = 962,5 °C
 Aliran (27): T = 355 °C
 Aliran (25): T = 30 °C
 Aliran (26): T = 90 °C

Tabel IV.15 Neraca massa sistem *syngas cooler* I (E-123)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)	
	<23>	<25>	<27>	<26>
CO	281.315,57		281.315,57	
CO ₂	74.450,09		74.450,09	
H ₂	14.601,94		14.601,94	
H ₂ S	209,11		209,11	
CH ₄	14.920,80		14.920,80	
COS	369,02		369,02	
N ₂	2.283,01		2.283,01	
H ₂ O	63.976,59	8.064.056,09	63.976,59	8.064.056,09
Ash	0,37		0,37	
Total	452.126,50	8.064.056,09	452.126,50	8.064.056,09
	8.516.182,59		8.516.182,59	

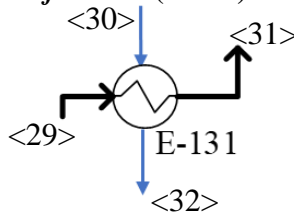
IV.1.16 *Water gas shift reactor* (R-120)**Gambar IV.16** *Water gas shift reactor* (R-120)

Fungsi : Mereaksikan CO dan H₂O menjadi H₂ dan CO₂

Kondisi operasi : P = 29,86 bar dan T = 355 °C

Tabel IV.16 Neraca massa sistem *water gas shift reactor* (R-120)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <27>	aliran <28>	aliran <29>
CO	281.315,57		121.338,28
CO ₂	74.450,09		325.842,98
H ₂	14.601,94		26.028,89
H ₂ S	209,11		209,11
CH ₄	14.920,80		14.920,80
COS	369,02		369,02
N ₂	2.283,01		2.283,01
H ₂ O	63.976,59	59.606,67	20.740,71
Ash	0,37		0,37
Total	452.126,50	59.606,67	511.733,17
	511.733,17		511.733,17

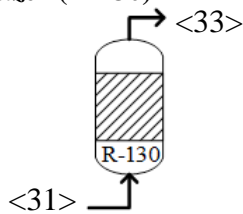
IV.1.17 *Water gas shift cooler* (E-131)**Gambar IV.17** *Water gas shift cooler* (E-131)

Fungsi : Mendinginkan *syngas* dari 372,2°C ke 180°C

Kondisi operasi : Aliran (29): T = 372,2 °C
 Aliran (31): T = 180 °C
 Aliran (30): T = 30 °C
 Aliran (32): T = 80 °C

Tabel IV.17 Neraca massa sistem *water gas shift cooler* (E-131)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)	
	<29>	<30>	<31>	<32>
CO	121.338,28		121.338,28	
CO ₂	325.842,98		325.842,98	
H ₂	26.028,89		26.028,89	
H ₂ S	209,11		209,11	
CH ₄	14.920,80		14.920,80	
COS	369,02		369,02	
N ₂	2.283,01		2.283,01	
H ₂ O	20.740,71	2.910.156,51	20.740,71	2.910.156,51
Ash	0,37		0,37	
Total	511.733,17	2.910.156,51	511.733,17	2.910.156,51
	3.421.889,68		3.421.889,68	

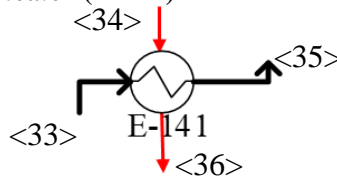
IV.1.18 COS Hydrolizer (R-130)**Gambar IV.18** COS Hydrolizer (R-130)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi COS menjadi H₂S

Kondisi operasi : P = 29,61 bar dan T = 180 °C

Tabel IV.18 Neraca massa sistem COS *Hydrolizer* (R-130)

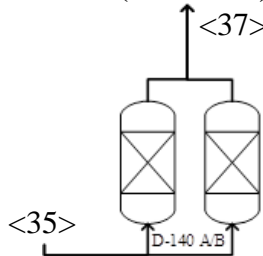
Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	aliran <31>	aliran <33>
CO	121.338,28	121.338,28
CO ₂	325.842,98	326.113,59
H ₂	26.028,89	26.028,89
H ₂ S	209,11	418,22
CH ₄	14.920,80	14.920,80
COS	369,02	0,00
N ₂	2.283,01	2.283,01
H ₂ O	20.740,71	20.630,00
Ash	0,37	0,37
Total	511.733,17	511.733,17
	511.733,17	511.733,17

IV.1.19 *Syngas heater* (E-141)**Gambar IV.19** *Syngas heater* (E-141)

- Fungsi : Memanaskan *syngas* dari 180°C ke 360°C
 Kondisi operasi : Aliran (33): T = 180 °C
 Aliran (35): T = 360 °C
 Aliran (34): T = 525 °C
 Aliran (36): T = 400 °C

Tabel IV.19 Neraca massa sistem *syngas heater* (E-141)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)	
	<33>	<34>	<35>	<36>
CO	121.338,28		121.338,28	
CO ₂	326.113,59		326.113,59	
H ₂	26.028,89		26.028,89	
H ₂ S	418,22		418,22	
CH ₄	14.920,80		14.920,80	
COS	0,00		0,00	
N ₂	2.283,01		2.283,01	
H ₂ O	20.630,00	620.035,50	20.630,00	620.035,50
Ash	0,37		0,37	
Total	511.733,17	620.035,50	511.733,17	620.035,50
	1.131.768,66		1.131.768,66	

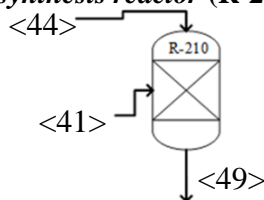
IV.1.20 *Desulphurizer tank* (D-140 A/B)**Gambar IV.20** *Desulphurizer tank* (D-140 A/B)

Fungsi : Mengurangi kadar sulfur dalam bentuk H₂S hingga $\leq 0,1$ ppm
 Kondisi operasi : P = 29,40 bar dan T = 360 °C

Tabel IV.20 Neraca massa sistem *desulphurizer tank* (D-140 A/B)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)		Aliran keluar (kg/jam)	
	<35>	<i>Packed bed</i>	<37>	<i>Packed bed</i>
CO	121.338,28		121.338,28	
CO ₂	326.113,59		326.113,59	
H ₂	26.028,89		26.028,89	
H ₂ S	418,22		0,51	
CH ₄	14.920,80		14.920,80	
COS	0,00		0,00	
N ₂	2.283,01		2.283,01	
H ₂ O	20.630,00		20.851,15	
<i>Ash</i>	0,37		0,37	
ZnO		1.355,89		356,08
ZnS				1.196,37
Total	511.733,17	1.355,89	511.536,60	1.552,46
	513.089,05		513.089,05	

IV.1.21 *Methanol synthesis reactor* (R-210)



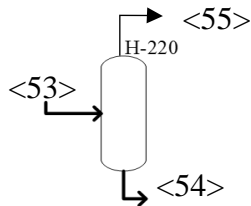
Gambar IV.21 *Methanol synthesis reactor* (R-210)

Fungsi : Tempat terjadinya pembentukan metanol
 Kondisi operasi : P = 50 bar dan T = 281 °C

Tabel IV.21 Neraca massa sistem *methanol synthesis reactor* (R-210)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)
	<41> dan <44>	aliran <49>
CO	155.331,15	83.913,62
CO ₂	509.963,16	488.303,08
H ₂	31.132,52	17.845,38
H ₂ S	0,86	0,86
CH ₄	25.369,24	25.382,23
N ₂	3.880,60	3.882,59
H ₂ O	213.71,36	30.372,26
CH ₃ OH	7.005,31	104.794,86
Total	754.494,88	754.494,88
	754.494,88	754.494,88

IV.1.22 *Methanol separator* (H-220)



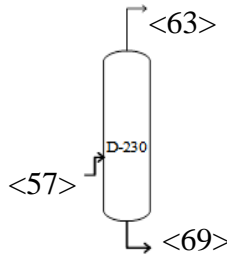
Gambar IV.22 *Methanol separator* (H-220)

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara fase *liquid* dan *vapor*

Kondisi operasi : P = 10 bar dan T = 45,23 °C

Tabel IV.22 Neraca massa sistem *methanol separator* (H-220)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <53>	aliran <55>	aliran <54>
CO	83.913,62	83.725,46	188,16
CO ₂	488.303,08	486.619,38	1.683,70
H ₂	17.845,38	17.789,06	56,31
H ₂ S	0,86	0,81	0,04
CH ₄	25.382,23	25.243,69	138,55
N ₂	3.882,59	3.871,92	10,66
H ₂ O	30.372,26	1.612,37	28.759,90
CH ₃ OH	104.794,86	21.583,79	83.211,07
Total	754.494,88	640.446,48	114.048,40
	754.494,88	754.494,88	

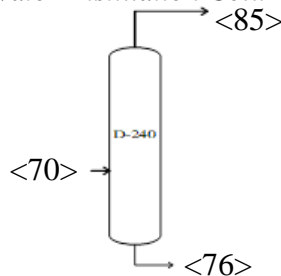
IV.1.23 CO₂-methanol distillation column (D-230)**Gambar IV.23** CO₂-Methanol distillation column (D-230)

- Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan *impurities* berupa gas ringan
- Kondisi operasi : P = 4,5 bar dan T = 105,7 °C

Tabel IV.23 Neraca massa sistem CO₂-methanol distillation column (D-230)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <57>	aliran <63>	aliran <69>
CO	188,16	188,15	0,01
CO ₂	1.683,70	1.657,90	25,80
H ₂	56,31	56,31	0,00
H ₂ S	0,04	0,04	0,00
CH ₄	138,55	138,27	0,28
N ₂	10,66	10,66	0,00
H ₂ O	28.759,90	4,09	28.755,80
CH ₃ OH	83.211,07	832,11	82.378,96
Total	114.048,40	2.887,53	111.160,87
	114.048,40	114.048,40	

IV.1.24 Methanol-Water Distillation Column (D-240)



Gambar IV.24 Methanol-water distillation column (D-240)

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air

Kondisi operasi : P = 1,25 bar dan T = 85,67 °C

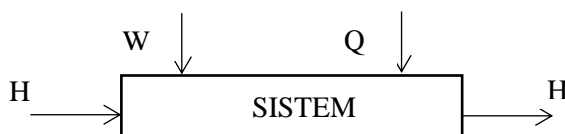
Tabel IV.24 Neraca massa sistem *methanol-water distillation column* (D-240)

Komponen	Aliran masuk (kg/jam)	Aliran keluar (kg/jam)	
	aliran <70>	aliran <85>	aliran <76>
CO	0,01	0,01	0,00
CO ₂	25,80	25,80	0,00
H ₂	0,00	0,00	0,00
H ₂ S	0,00	0,00	0,00
CH ₄	0,28	0,31	0,00
N ₂	0,00	0,00	0,00
H ₂ O	28.755,80	45,40	28.648,31
CH ₃ OH	82.378,96	82.070,71	308,25
Total	111.160,87	82.142,20	28.992,56
	111.160,87	111.160,87	

IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dengan menghitung neraca energi, maka dapat ditentukan kebutuhan utilitas dan kebutuhan lain yang berkaitan dalam perhitungan. Dalam perhitungan neraca energi ini berlaku hukum kekekalan energi dengan asumsi aliran *steady state*. Rumus yang digunakan dalam perhitungan neraca energi adalah sebagai berikut.

$$\text{Energi Masuk} - \text{Energi keluar} + \text{Generasi Energi} - \text{Konsumsi Energi} = \text{Akumulasi}$$



Gambar IV.25 Aliran energi pada sistem

Karena asumsi aliran *steady state*, maka akumulasi pada sistem adalah nol. Dalam perhitungan neraca energi ini, satuan yang digunakan adalah kJ. Neraca energi proses pembuatan metanol dari batubara dapat dihitung sebagai berikut.

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Satuan perhitungan = kJ

Waktu Operasi = 1 tahun = 330 hari

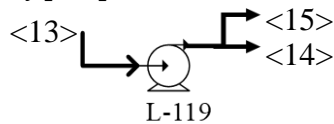
1 hari = 24 jam

Asumsi = Sistem *steady state*

Perubahan energi kinetik diabaikan

Perubahan energi potensial diabaikan

IV.2.1 Feed slurry pump (L-119)



Gambar IV.26 Feed slurry pump (L-119)

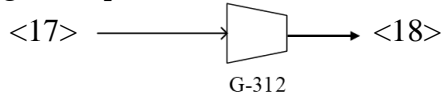
Fungsi : Memompa hasil keluaran *mixer* menuju *gasifier*

Kondisi operasi : P = 1 bar dan T = 30 °C

Tabel IV.25 Neraca energi sistem *feed slurry pump* (L-119)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <13>	Kerja pompa	aliran <14>	aliran <15>
Batubara bebas ash	1.359.087,56		1.287.616,30	227.226,41
Ash	23.075,94		21.871,95	3.859,76
H ₂ O	10.721.738,81		9.286.754,79	1.638.839,08
Kerja pompa		362.265,99		
Total	12.103.902,30	362.265,99	10.596.243,05	1.869.925,24
	12.466.168,29		12.466.168,29	

IV.2.2 Oxygen compressor (G-312)



Gambar IV.27 Oxygen compressor (G-312)

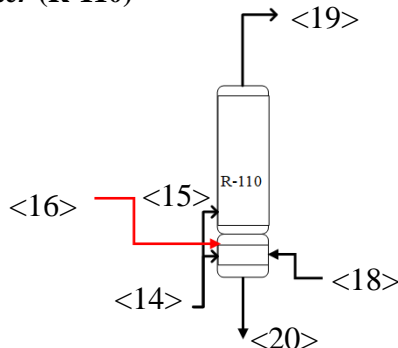
Fungsi : Meningkatkan tekanan aliran gas oksigen dari 10 bar menjadi 30 bar

Kondisi operasi : Suction (17) : P = 10 bar dan T = 26,9 °C
Discharge (18) : P = 30 bar dan T = 159,3 °C

Tabel IV.26 Neraca energi sistem oxygen compressor (G-312)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <17>	Kerja kompresor	aliran <18>
O ₂	- 85.740,46		17.676.120,09
Kerja kompresor		17.761.860,55	
Total	- 85.740,46	17.761.860,55	17.676.120,09
		17.676.120,09	17.676.120,09

IV.2.3 Gasifier (R-110)



Gambar IV.28 Gasifier (R-110)

Fungsi : Tempat terjadinya proses gasifikasi batubara menjadi syngas

Kondisi operasi : P = 30 bar dan T *stage* pertama = 965 °C;
 T *stage* kedua = 962,5 °C

Keterangan aliran:

Aliran (14) dan (15) : P = 30 bar dan T = 30,57 °C

Aliran (16) : P = 30 bar dan T = 233,84 °C

Aliran (18) : P = 30 bar dan T = 159,3 °C

Aliran (19) : P = 29,90 bar dan T = 962,5 °C

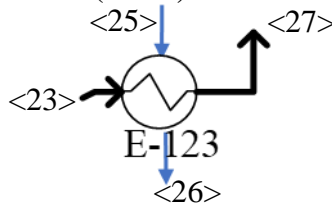
Aliran (20) : P = 29,90 bar dan T = 962,5 °C

Tabel IV.27 Neraca energi sistem *gasifier* (R-110)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)			
	<14>	<15>	<16>	<18>
Batu-bara	1.287.616,30	227.226,41		
O ₂				17.676.120,09
C				
CO				
CO ₂				
H ₂				
H ₂ S				
CH ₄				
COS				
N ₂				
H ₂ O	9.286.754,79	1.638.839,08	87.619.005,59	
Ash	21.871,95	3.859,76		
Panas reaksi				
Q _{loss}				
Total	10.596.243,05	1.869.925,24	87.619.005,59	17.676.120,09
	117.761.293,98			

Komponen	Aliran keluar (kJ/jam)			
	<19>	<20>	Q_{reaksi}	Q_{loss}
Batu-bara				
O ₂				
C		274.656,68		
CO	297.723.561,11			
CO ₂	78.391.866,26			
H ₂	204.815.624,04			
H ₂ S	239.781,55			
CH ₄	52.617.008,01			
COS	338.487,30			
N ₂	2.384.925,43			
H ₂ O	127.122.463,06			
Ash	7.394.000,49			
Panas reaksi			- 659.429.144,67	
Q_{loss}				5.888.064,70
Total	771.027.717,26	274.656,68	- 659.429.144,67	5.888.064,70
	117.761.293,98			

IV.2.4 Syngas cooler I (E-123)



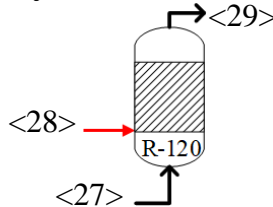
Gambar IV.29 Syngas cooler I (E-123)

Fungsi : Mendinginkan syngas dari 962,5°C ke 355°C
 Kondisi operasi : Aliran (23): T = 962,5 °C
 Aliran (27): T = 355 °C
 Aliran (25): T = 30 °C
 Aliran (26): T = 90 °C

Tabel IV.28 Neraca energi sistem syngas cooler I (E-123)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <23>	aliran <27>	Q _c
CO	297.722.062,71	99.697.750,38	
CO ₂	78.391.879,76	24.300.182,33	
H ₂	204.815.011,64	70.080.018,07	
H ₂ S	239.782,69	73.412,47	
CH ₄	52.616.931,66	13.803.131,82	
COS	338.489,01	101.683,22	
N ₂	2.384.913,33	800.272,02	
H ₂ O	127.124.409,91	37.490.772,85	
Ash	0,49	0,36	
Q _c			517.286.257,67
Total	763.633.481,20	246.347.223,53	517.286.257,67
	763.633.481,20	763.633.481,20	

IV.2.5 Water gas shift reactor (R-120)



Gambar IV.30 Water gas shift reactor (R-120)

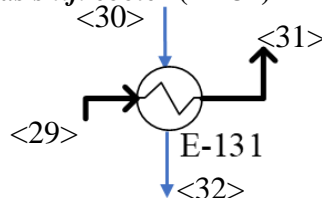
Fungsi : Mereaksikan CO dan H₂O menjadi H₂ dan CO₂

Kondisi operasi : P = 29,86 bar dan T = 355 °C

Tabel IV.29 Neraca energi sistem *water gas shift reactor* (R-120)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)		
	aliran <27>	aliran <28>	<29>	Q _{reaksi}	Q _{loss}
CO	99.697.750,38		45.321.896,23		
CO ₂	24.300.182,33		112.649.804,06		
H ₂	70.080.018,07		131.500.543,93		
H ₂ S	73.412,47		77.790,34		
CH ₄	13.803.131,82		14.689.834,13		
COS	101.683,22		108.117,40		
N ₂	800.272,02		843.241,70		
H ₂ O	37.490.772,85	18.074.331,63	12.957.529,11		
Ash	0,36		0,36		
Panas reaksi				-66.948.279,86	
Q _{loss}					13.221.077,76
Total	246.347.223,53	18.074.331,63	318.148.757,26	-66.948.279,86	13.221.077,76
	264.421.555,16		264.421.555,16		

IV.2.6 *Water gas shift cooler* (E-131)



Gambar IV.31 *Water gas shift cooler* (E-131)

Fungsi : Mendinginkan *syngas* dari 372,2°C ke 180°C

Kondisi operasi : Aliran (29): T = 372,2 °C

Aliran (31): $T = 180\text{ }^{\circ}\text{C}$

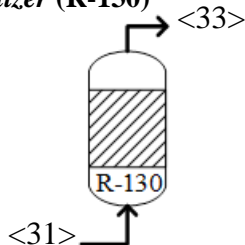
Aliran (30): $T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$

Aliran (32): $T = 80\text{ }^{\circ}\text{C}$

Tabel IV.30 Neraca energi sistem *water gas shift cooler* (E-131)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <29>	aliran <31>	Q_c
CO	45.321.896,23	19.632.370,61	
CO ₂	112.649.804,06	43.886.323,87	
H ₂	131.500.543,93	58.471.322,87	
H ₂ S	77.790,34	29.540,44	
CH ₄	14.689.834,13	5.592.597,84	
COS	108.117,40	38.214,13	
N ₂	843.241,70	367.166,82	
H ₂ O	12.957.529,11	3.452.959,06	
Ash	0,36	0,32	
Q_c			186.678.261,30
Total	318.148.757,26	131.470.495,96	186.678.261,30
	318.148.757,26	318.148.757,26	

IV.2.7 COS Hydrolizer (R-130)



Gambar IV.32 COS Hydrolizer (R-130)

Fungsi

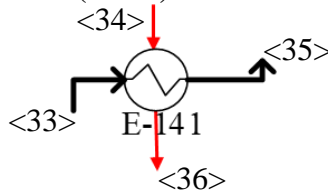
: Tempat terjadinya reaksi COS menjadi H₂S

Kondisi operasi : P = 29,61 bar dan T = 180 °C

Tabel IV.31 Neraca energi sistem COS *Hydrolizer* (R-130)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)		
	aliran <31>	<33>	Q _{reaksi}	Q _{loss}
CO	19.632.370,61	19.633.255,96		
CO ₂	43.886.323,87	43.935.547,88		
H ₂	58.471.322,87	58.470.331,75		
H ₂ S	29.540,44	59.112,59		
CH ₄	5.592.597,84	5.593.208,46		
COS	38.214,13	0,13		
N ₂	367.166,82	367.180,34		
H ₂ O	3.452.959,06	3.443.436,39		
Ash	0,32	0,32		
Panas reaksi			- 186.483,80	
Q _{loss}				154.905,93
Total	131.470.495,96	131.502.073,82	- 186.483,80	154.905,93
	131.470.495,96	131.470.495,96		

IV.2.8 Syngas heater (E-141)



Gambar IV.33 *Syngas heater* (E-141)

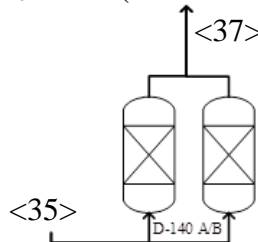
Fungsi : Memanaskan *syngas* dari 180°C ke 360°C

Kondisi operasi : Aliran (33): T = 180 °C

Aliran (35): T = 360 °C

Aliran (34): $T = 525\text{ }^{\circ}\text{C}$ Aliran (36): $T = 400\text{ }^{\circ}\text{C}$ **Tabel IV.32** Neraca energi sistem *syngas heater* (E-141)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <33>	Q_h	aliran <35>
CO	19.633.255,96		43.676.844,73
CO ₂	43.935.547,88		108.295.343,99
H ₂	58.470.331,75		126.831.473,04
H ₂ S	59.112,59		149.430,29
CH ₄	5.593.208,46		14.060.684,03
COS	0,13		0,35
N ₂	367.180,34		812.765,32
H ₂ O	3.443.436,39		12.336.062,14
Ash	0,32		0,36
Q_h		174.660.530,44	
Total	131.502.073,82	174.660.530,44	306.162.604,26
	306.162.604,26		306.162.604,26

IV.2.9 *Desulphurizer tank* (D-140 A/B)**Gambar IV.34** *Desulphurizer tank* (D-140 A/B)

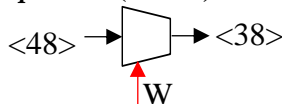
Fungsi : Mengurangi kadar sulfur dalam bentuk H₂S hingga $\leq 0,1$ ppm

Kondisi operasi : P = 29,40 bar dan T = 360 °C

Tabel IV.33 Neraca energi sistem *desulphurizer tank* (D-140 A/B)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)			
	aliran <35>	<i>Packed bed</i>	<37>	<i>Packed bed</i>	Q _{reaksi}	Q _{loss}
CO	43.676.844,73		43.676.854,32			
CO ₂	108.295.343,99		108.301.895,65			
H ₂	126.831.473,04		126.830.174,13			
H ₂ S	149.430,29		182,71			
CH ₄	14.060.684,03		14.060.952,99			
COS	0,35		0,35			
N ₂	812.765,32		812.763,89			
H ₂ O	12.336.062,14		12.472.471,60			
Ash	0,36		0,36			
ZnO		297,71		78,18		
ZnS				239,20		
Panas reaksi					-761.032,15	
Q _{loss}						736.208,95
Total	306.162.604,26	297,71	306.155.296,01	317,38	-761.032,15	736.208,95
	306.162.901,98		306.162.901,98			

IV.2.10 Syngas compressor (G-211)



Gambar IV.35 Syngas compressor (G-211)

Fungsi : Menaikkan tekanan syngas hingga 50 bar

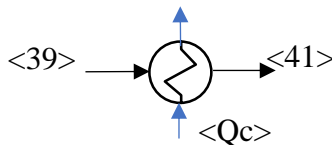
Kondisi operasi : Aliran (48): T₁ = 298.2 °C; P₁ = 30 bar

Aliran (38): $T_2 = 380\text{ }^\circ\text{C}$; $P_2 = 50\text{ bar}$

Tabel IV.34 Neraca energi sistem *syngas compressor* (G-211)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <48>	Kerja kompresor	aliran <38>
H ₂	221.993.314,19		280.477.442,60
CO	79.714.217,07		100.714.923,89
CO ₂	166.562.707,56		210.443.645,20
H ₂ O	17.052.244,99		21.544.658,15
H ₂ S	361,07		456,20
N ₂	1.991.235,01		2.515.825,78
CH ₃ OH	3.142.859,71		3.970.845,95
CH ₄	22.734.919,69		28.724.433,24
Kerja kompresor		135.200.371,71	
Total	513.191.859,29	135.200.371,71	648.392.231,01
	648.392.231,01		648.392.231,01

IV.2.11 *Syngas cooler II* (E-213)



Gambar IV.36 *Syngas cooler II* (E-213)

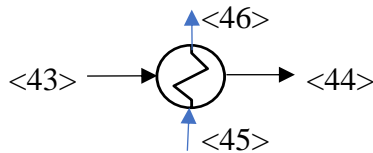
Fungsi : Mendinginkan syngas sebelum memasuki reaktor sintesis metanol

Kondisi operasi : Aliran (39): $T_1 = 380\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 50\text{ bar}$

Aliran (41): $T_2 = 190\text{ }^\circ\text{C}$; $P_2 = 50\text{ bar}$

Tabel IV.35 Neraca energi sistem *syngas cooler* II (E-213)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <39>	aliran <41>	Q _c
H ₂	196.334.159,42	103.538.192	
CO	70.500.428,63	37.178.894	
CO ₂	147.310.513,82	77.685.230	
H ₂ O	15.081.256,83	7.953.206	
H ₂ S	319,34	168	
N ₂	1.761.077,59	928.717	
CH ₃ OH	2.779.591,45	1.465.837	
CH ₄	20.107.098,11	10.603.619	
Q _c			214.520.581,77
Total	453.874.445,20	239.353.863,43	214.520.581,77
	453.874.445,20	453.874.445,20	

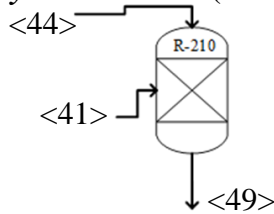
IV.2.12 Economizer (E-212)**Gambar IV.37** *Economizer* (E-212)

Fungsi : Mendinginkan syngas sebelum memasuki reaktor sintesis metanol

Kondisi operasi : Aliran (43): T₁ = 380 °C; P₁ = 50 bar
 Aliran (45): T₂ = 94,25 °C; P₂ = 10 bar
 Aliran (44): T₁ = 270 °C; P₁ = 50 bar
 Aliran (46): T₂ = 45.23 °C; P₂ = 10 bar

Tabel IV.36 Neraca energi sistem *economizer* (E-212)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <43>	aliran <45>	aliran <44>	aliran <46>
H ₂	84.143.210,13	8.628.398,42	61.093.567,44	23.822.262,49
CO	30.214.469,04	4.136.094,74	21.937.714,27	11.419.400,18
CO ₂	63.133.076,57	14.237.279,93	45.838.812,96	39.307.899,69
H ₂ O	6.463.395,71	98.414,89	4.692.855,20	271.715,02
H ₂ S	136,86	34,51	99,37	95,27
N ₂	754.747,53	194.363,31	547.996,91	536.620,31
CH ₃ OH	1.191.253,47	745.161,55	864.929,25	2.057.326,65
CH ₄	8.617.327,65	2.220.049,99	6.256.753,07	6.129.366,21
Total	194.517.616,95	30.259.797,34	141.232.728,5	83.544.685,8
	224.777.414,29		224.777.414,29	

IV.2.13 Methanol synthesis reactor (R-210)**Gambar IV.38** Methanol synthesis reactor (R-210)

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan metanol dari *syngas*

Kondisi operasi : Aliran (41): T₁ = 190 °C; P₁ = 50 bar

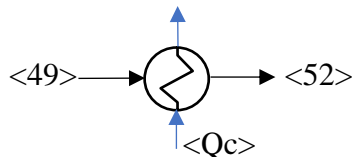
Aliran (44): T₂ = 270 °C; P₂ = 50 bar

Aliran (49): T₁ = 281 °C; P₁ = 50 bar

Tabel IV.37 Neraca energi sistem *methanol synthesis reactor* (R-210)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)			Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <41>	aliran <44>	Q _{reaksi}	<49>	Q _{loss}
H ₂	103.538.192,29	61.093.567,44		184.534.683,02	
CO	37.178.894,17	21.937.714,27		62.600.550,89	
CO ₂	77.685.229,87	45.838.812,96		227.872.653,62	
H ₂ O	7.953.206,28	4.692.855,20		34.359.905,90	
H ₂ S	168,41	99,37		515,67	
N ₂	928.716,59	547.996,91		2.843.813,35	
CH ₃ OH	1.465.837,00	864.929,25		65.739.552,32	
CH ₄	10.603.618,83	6.256.753,07		32.469.230,31	
Panas reaksi 1			224.994.683,10		
Panas reaksi 2			23.868.959,67		
Q _{loss}					19.029.329,60
Total	239.353.863,43	141.232.728,48	248.863.642,77	610.420.905,07	19.029.329,60
	629.450.234,67			629.450.234,67	

IV.2.14 *Methanol cooler* (E-215)



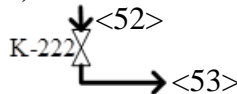
Gambar IV.39 *Methanol cooler* (E-215)

Fungsi : Mendinginkan aliran keluar reaktor sebelum memasuki separator

Kondisi operasi : Aliran (49): T₁ = 281 °C; P₁ = 50 bar
 Aliran (52): T₂ = 70 °C; P₂ = 50 bar

Tabel IV.38 Neraca energi sistem *methanol cooler* (E-215)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <49>	aliran <52>	Q _c
H ₂	132.222.105,51	33.432.276	
CO	44.854.314,15	11.314.211	
CO ₂	163.274.467,20	41.902.798	
H ₂ O	24.619.432,13	4.493.822	
H ₂ S	369,49	95	
N ₂	2.037.638,57	523.432	
CH ₃ OH	47.103.459,80	8.718.208	
CH ₄	23.264.732,27	5.976.273	
Q _c			331.015.403,40
Total	437.376.519,11	106.361.115,71	331.015.403,40
	437.376.519,11	437.376.519,11	

IV.2.15 JT valve I (K-222)**Gambar IV.40** JT valve I (K-222)

Fungsi : Menurunkan tekanan hingga 10 bar sebelum memasuki separator

Kondisi operasi : Aliran (52): T₁ = 70 °C; P₁ = 50 bar

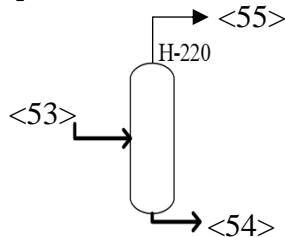
Aliran (53): T₂ = 45,23 °C; P₂ = 10 bar

Tabel IV.39 Neraca energi sistem JT valve I (K-222)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <52>	Kerja	aliran <53>
H ₂	43.712.902,04		30.506.377,21

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <52>	Kerja	aliran <53>
CO	14.793.398,96		10.324.023,06
CO ₂	54.788.160,87		38.235.583,18
H ₂ O	8.325.010,01		5.809.861,25
H ₂ S	124,06		86,57
N ₂	684.390,38		477.622,62
CH ₃ OH	16.150.876,83		11.271.380,25
CH ₄	7.814.012,86		5.453.246,35
Kerja (W)		44.190.695,49	
Total	146.268.876,03	44.190.695,49	102.078.180,54
	146.268.876,03	146.268.876,03	

IV.2.16 Methanol separator (H-220)



Gambar IV.41 Methanol separator (H-220)

Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara fase *liquid* dan gas

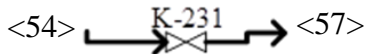
Kondisi operasi : Aliran (53): $T_1 = 45,23\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 10\text{ bar}$

Aliran (55): $T_2 = 45,23\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 10\text{ bar}$

Aliran (54): $T_2 = 45,23\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 10\text{ bar}$

Tabel IV.40 Neraca energi sistem *methanol separator* (H-220)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <53>	aliran <55>	aliran <54>
H ₂	30.506.377,21	27.909.829	60.253
CO	10.324.023,07	9.453.948	14.490
CO ₂	38.235.583,19	34.970.900	82.519
H ₂ O	5.809.861,25	3.406.301	1.933.695
H ₂ S	86,58	75	3
N ₂	477.622,63	437.149	821
CH ₃ OH	11.271.380,26	25.638.672	3.145.793
CH ₄	5.453.246,36	4.977.568	18.631
Total	102.078.180,55	96.821.977	5.256.204
	102.078.180,55	102.078.180,55	

IV.2.17 JT valve II (K-231)**Gambar IV.42** JT valve II (K-231)

Fungsi : Menurunkan tekanan hingga 5 bar sebelum memasuki kolom distilasi

Kondisi operasi : Aliran (54): $T_1 = 45,23\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 10\text{ bar}$

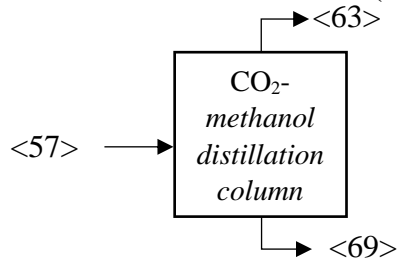
Aliran (57): $T_2 = 44,19\text{ }^\circ\text{C}$; $P_2 = 5\text{ bar}$

Tabel IV.41 Neraca energi sistem JT valve II (K-231)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <56>	Kerja	aliran <57>
H ₂	112.266,84		102.449,52
CO	26.997,94		24.637,07

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <56>	Kerja	aliran <57>
CO ₂	153.754,59		140.309,32
H ₂ O	6.415.943,97		5.854.893,46
H ₂ S	5,15		4,70
N ₂	1.529,84		1.396,07
CH ₃ OH	10.437.652,92		9.524.918,86
CH ₄	34.714,67		31.679,00
Kerja (W)		1.502.577,92	
Total	17.182.865,96	1.502.577,92	15.680.288,03
	17.182.865,96	17.182.865,96	

IV.2.18 CO₂-methanol distillation column (D-230)



Gambar IV.43 CO₂-methanol distillation column (D-230)

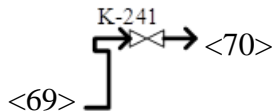
Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara metanol dan *impurities* berupa gas ringan

Kondisi operasi : Aliran (57): T₁ = 44,19 °C; P₁ = 5 bar
 Aliran (63): T₂ = 66,86 °C; P₁ = 4 bar
 Aliran (69): T₂ = 130,9 °C; P₁ = 5 bar

Tabel IV.42 Neraca energi sistem CO₂-methanol distillation column (D-230)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <57>	aliran <63>	aliran <69>
H ₂	66.538,11	66.530,77	7,34
CO	16.003,54	15.998,50	5,04
CH ₄	20.694,93	20.531,78	163,15
N ₂	907,40	906,38	1,03
CO ₂	95.259,02	89.723,00	5.536,02
H ₂ S	3,76	2,82	0,94
CH ₃ OH	24.338.278,63	61.856,59	24.276.422,04
H ₂ O	15.071.655,94	541,20	15.071.114,74
Total	39.609.341,33	256.091,03	39353250,30
	39.609.341,33	39.609.341,33	

IV.2.19 JT valve III (K-241)



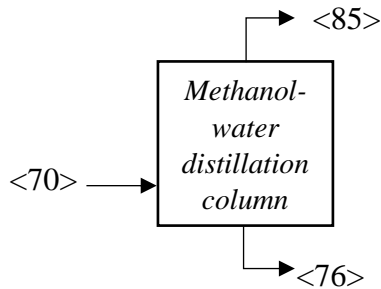
Gambar IV.44 JT valve III (K-241)

Fungsi : Menurunkan tekanan hingga 1,5 bar sebelum memasuki kolom distilasi

Kondisi operasi : Aliran (69): T₁ = 130,9 °C; P₁ = 10 bar
Aliran (70): T₂ = 86,87 °C; P₂ = 5 bar

Tabel IV.43 Neraca energi sistem JT valve III (K-241)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <69>	Kerja	aliran <70>
H ₂	6,48		4,49
CO	4,45		3,08
CO ₂	4.885,45		3382,40
H ₂ O	13.299.880,66		9.208.148,28
H ₂ S	0,83		0,57
N ₂	0,91		0,63
CH ₃ OH	21.423.333,41		14.832.406,08
CH ₄	143,98		99,68
Kerja (W)		10.684.210,91	
Total	34.728.256,12	10.684.210,91	24.044.045,21
	34.728.256,12	34.728.256,12	

IV.2.20 Methanol-water distillation column (D-240)**Gambar IV.45** Methanol-water distillation column (D-240)

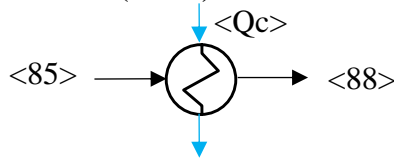
Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara metanol dan air

Kondisi operasi : Aliran (70): $T_1 = 86,87\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 1,5\text{ bar}$
 Aliran (85): $T_2 = 66,55\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 1\text{ bar}$
 Aliran (76): $T_2 = 120,7\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 1,5\text{ bar}$

Tabel IV.44 Neraca energi sistem *methanol-water distillation column* (D-240)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <70>	aliran <85>	aliran <76>
H ₂	5,98	5,98	0,00
CO	4,31	4,31	0,00
CH ₄	138,93	138,93	0,00
N ₂	0,89	0,89	0,00
CO ₂	4.712,16	4712,16	0,00
H ₂ S	20,59	20,59	0,00
CH ₃ OH	20.655.482,80	20.592.827,61	62.655,19
H ₂ O	10.389.508,39	20.259,80	10.369.248,59
Total	31.049.874,04	20.617.970,26	10.431.903,77
	31.049.874,04	31.049.874,04	

IV.2.21 *Product cooler* (E-235)



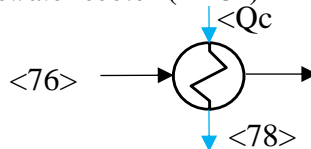
Gambar IV.46 *Product cooler* (E-235)

Fungsi : Mendinginkan aliran produk sebelum memasuki *storage*

Kondisi operasi : Aliran (85): $T_1 = 66,55\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 1\text{ bar}$
 Aliran (88): $T_2 = 35\text{ }^\circ\text{C}$; $P_1 = 1\text{ bar}$

Tabel IV.45 Neraca energi sistem *product cooler* (E-235)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <85>	Qc	aliran <88>
H ₂	5,98		4,97
CO	4,31		3,92
CH ₄	138,93		128,45
N ₂	0,89		0,32
CO ₂	4.712,16		3.762,56
H ₂ S	20,59		10,34
CH ₃ OH	20.592.827,61		18.750.301,08
H ₂ O	20.259,80		13.897,24
Qc		1.849.861,39	
Total	20.617.970,26	1.849.861,39	18.768.108,9
	20.617.970,26	20.617.970,26	

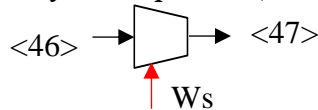
IV.2.22 Wastewater cooler (E-234)**Gambar IV.47** Wastewater cooler (E-234)

Fungsi : Mendinginkan aliran *wastewater* sebelum memasuki unit *waste water treatment*

Kondisi operasi : Aliran (76): T₁ = 111 °C; P₁ = 1,5 bar
 Aliran (78): T₂ = 35 °C; P₁ = 1,5 bar

Tabel IV.46 Neraca energi sistem *wastewater cooler* (E-234)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)	Aliran keluar (kJ/jam)	
	aliran <76>	aliran <78>	Q _c
CH ₃ OH	62.803,07	7.262,47	
H ₂ O	10.393.722,22	1.201.917,75	
Q _c			9.247.345,06
Total	10.456.525,28	1.209.180,22	9.247.345,06
	10.456.525,28	10.456.525,28	

IV.2.23 Methanol recycle compressor (G-214)**Gambar IV.48** *Methanol recycle compressor* (G-214)

Fungsi : Meningkatkan tekanan recycle hingga 30 bar

Kondisi operasi : Aliran (46): T₁ = 94.25 °C; P₁ = 10 bar

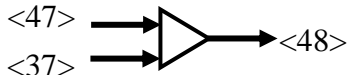
Aliran (47): T₂ = 199 °C; P₁ = 30 bar

Tabel IV.47 Neraca energi sistem *methanol recycle compressor* (G-214)

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <46>	Kerja kompresor	aliran <47>
H ₂	14.035.205,63		26.445.590,13
CO	6.727.892,86		12.676.914,16
CO ₂	23.158.776,59		43.636.519,75
H ₂ O	160.084,55		301.637,51
H ₂ S	56,13		106,76

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <46>	Kerja kompresor	aliran <47>
N ₂	316.157,05		595.713,39
CH ₃ OH	1.212.101,60		2.283.881,20
CH ₄	3.611.198,35		6.804.337,18
Kerja kompresor		43.523.224,31	
Total	49.221.472,77	43.523.224,31	92.744.697,07
	92.744.697,07		92.744.697,07

IV.2.24 *Mixing point*



Gambar IV.49 *Mixing point*

Fungsi : Menaikkan tekanan *recycle* hingga 30 bar
 Kondisi operasi : Aliran (47): T₁ = 199 °C; P₁ = 30 bar
 Aliran (37): T₂ = 360 °C; P₁ = 26,84 bar
 Aliran (48): T₂ = 309 °C; P₁ = 30 bar

Tabel IV.48 Neraca energi sistem *mixing point*

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <37>	aliran <47>	aliran <48>
H ₂	227.467.925,19	27.324.199,01	229.263.048,86
CO	76.315.711,52	13.098.082,65	82.324.661,13
CO ₂	130.540.946,43	45.086.266,43	172.017.226,53
H ₂ O	20.390.042,13	311.657,86	17.610.664,97
H ₂ S	264,16	109,27	373,90

Komponen	Aliran masuk (kJ/jam)		Aliran keluar (kJ/jam)
	aliran <37>	aliran <47>	aliran <48>
N ₂	1.435.722,25	615.504,93	2.056.443,04
CH ₃ OH	0,00	2.359.759,19	3.245.781,61
CH ₄	16.387.663,62	7.030.399,49	23.479.432,26
Total	472.538.275,30	95.825.978,83	568.364.254,12
	568.364.254,12		568.364.254,12

BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Daftar dan harga peralatan dalam pabrik metanol dari batubara sebagai berikut.

Tabel V.1 *Coal storage (F-111)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-111
Fungsi	Menyimpan batubara sebagai bahan baku proses
Tipe	<i>Fixed (conical) roof</i>
Bahan	Beton (<i>concrete</i>)
Tinggi	19 m
Lebar	34 m
Panjang	80 m
Jumlah	2 buah
Harga satuan	US\$ 763.055,00
Harga total	US\$ 1.526.110,00

Tabel V.2 *Belt conveyor (J-112 A/B/C)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-112 A/B/C
Fungsi	Mengangkut batubara ke <i>Hammer Mill</i>
Tipe	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Bahan	<i>Rubber</i>
Panjang <i>belt</i>	50 m
Lebar <i>belt</i>	20 in
Power (Standar)	10 hp
Jumlah	3 buah
Harga satuan	US\$ 95.822,73
Harga total	US\$ 287.468,19

Tabel V.3 Hammer mill (C-113)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	C-113
Fungsi	Memperkecil ukuran batubara (50 mm menjadi 0,1 mm)
Tipe	<i>Reversible Hammer Mill model no. 1217</i>
Bahan	<i>High Alloy Steel</i>
Ukuran rotor	72 × 102 in
Power (Standar)	2.000 hp/unit
Jumlah	2 buah
Harga satuan	US\$ 445.901,08
Harga total	US\$ 891.802,16

Tabel V.4 Screener (A-114)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	A-114
Fungsi	Memisahkan batubara <i>on size</i> dengan batubara <i>oversized</i>
Tipe	<i>High speed vibrating screen with square and slightly rectangular openings</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Luas screen	2,45 m ²
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 22.553,12

Tabel V.5 Bucket elevator (J-115)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-115
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>screener</i> ke <i>Hammer Mill</i>
Tipe	<i>Continuous Buckets on Chain</i>
Bahan	<i>Carbon Steel</i>
Tinggi bucket	25 ft
Bucket spacing	8 in

Spesifikasi	Keterangan
Power (Standar)	2 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 13.801,17

Tabel V.6 *Screw conveyor* (J-116 A/B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-116 A/B
Fungsi	Mengangkut batubara dari <i>hammer mill</i> menuju <i>bin pulverized coal</i> lalu menuju <i>mixer</i>
Tipe	<i>Loading of Materials in Trough Class I-45% Full</i>
Panjang <i>screw</i>	75 ft
Diameter <i>conveyor</i>	16 in
Power motor (Standar)	30 hp
Jumlah	2 buah
Harga satuan	US\$ 18.625,96
Harga total	US\$ 37.251,93

Tabel V.7 *Bin pulverized coal* (F-117)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-117
Fungsi	Menampung <i>pulverized coal</i> sebelum masuk ke <i>gasifier</i>
Tipe	<i>Open tank</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade B</i>
Volume	86,81 m ³
Sudut <i>conical</i>	90°
Diameter dalam (ID)	167,50 in = 4,25 m
Tinggi silinder	251,25 in = 6,38 m
Tinggi <i>conical</i>	79,69 in = 2,02 m

Spesifikasi	Keterangan
Tebal silinder	¼ in
Tebal <i>conical</i>	¼ in
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 28.836,58

Tabel V.8 Mixer (M-118)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	M-118
Fungsi	Melarutkan batubara dengan air proses 30°C hingga terbentuk <i>slurry</i> sebelum masuk <i>gasifier</i>
Tipe pengaduk	<i>Helical Ribbon Screw Impeller</i>
Bahan bejana	<i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Volume	87,30 m ³
Diameter dalam (ID)	4,25 m
Tebal silinder	3/8 in
Tebal tutup atas & bawah	½ in (<i>standard dished head</i>)
Tinggi total	7,81 m
Power pengaduk (Standar)	10 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 335.716,16

Tabel V.9 Feed slurry pump (L-119)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-119
Fungsi	Memompa hasil keluaran <i>Mixer</i> menuju <i>Gasifier</i>
Tipe	<i>Positive displacement (piston pump)</i>
Bahan	<i>Stainless steel</i>
Laju <i>volumetric</i>	0,03 m ³ /s per unit

Spesifikasi	Keterangan
Power (Standar)	300 hp
Jumlah	2 unit
Harga satuan	US\$ 549.578,13
Harga total	US\$ 1.099.156,26

Tabel V.10 *Oxygen storage* (F-311)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-311
Fungsi	Menampung O ₂ sebelum dikompresi menuju Gasifier
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Bahan	<i>Stainless Steel 304</i>
Volume/tangki	13.225,05 m ³
Diameter tangki	30 m
Tebal tangki	¾ in
Jumlah	10 buah
Harga satuan	US\$ 2.352.369,44
Harga total	US\$ 23.523.694,43

Tabel V.11 *Oxygen compressor* (G-312)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-312
Fungsi	Menaikkan tekanan aliran gas oksigen dari 10 bar menjadi 30 bar
Tipe	<i>Centrifugal compressor</i>
Bahan	<i>Carbon steel</i>
Tekanan <i>suction</i>	10 bar
Tekanan <i>discharge</i>	30 bar
Power (Standar)	5.500 hp
Jumlah	1 stage
Harga	US\$ 2.183.613,72

Tabel V.12 Gasifier (R-110)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	R-110	
Fungsi	Tempat terjadinya proses gasifikasi batubara menjadi <i>syngas</i>	
Tipe	<i>Entrained Flow Gasifier</i>	
Bahan	<i>Hastelloy C-22</i>	
Stage pertama	Volume reactor	76,89 m ³
	ID	3,79 m
	Tinggi total	8,86 m
	Tebal total isolasi	3,38 in
	Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>
	Jumlah	1 buah
Stage kedua	Volume reactor	84,94 m ³
	ID	3,37 m
	Tinggi total	11,24 m
	Tebal total isolasi	2,70 in
	Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>
	Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 750.199,96	

Tabel V.13 Cyclone (H-121)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-121
Fungsi	Memisahkan <i>syngas</i> dari partikel <i>solid</i> yang terikut
Efisiensi	95%
<i>Volumetric rate</i>	47.085 ft ³ /menit
<i>Diameter cyclone</i>	102 in = 2,59 m

Spesifikasi	Keterangan
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 80.226,29

Tabel V.14 *Electrostatic precipitator (H-122)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-122
Fungsi	Untuk memisahkan <i>solid</i> dengan gas dari <i>cyclone</i>
Efisiensi	99,875%
<i>Volumetric rate</i>	47.222 ft ³ /menit = 1.337,18 m ³ /menit
Total <i>plate area</i>	1.862 m ²
<i>Power</i>	10 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 302.503,60

Tabel V.15 *Syngas cooler I (E-123)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-123	
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dari 962,5°C ke 355°C	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell (<i>syngas</i>)	Diameter dalam (ID)	37,0 in
	<i>Baffle spacing</i>	20,0 in
	<i>Passes</i>	1
Tube (<i>cooling water</i>)	Diameter luar (OD)	1,00 in
	Diameter dalam (ID)	0,90 in
	BWG	18 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	16 ft
	Jumlah	664
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	2.781,36 ft ² = 258,39 m ²	

Spesifikasi	Keterangan
Jumlah	4 buah
Harga satuan	US\$ 283.541,02
Harga total	US\$ 1.134.164,10

Tabel V.16 *Slag conveyor* (J-124)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	J-124
Fungsi	Mengangkut <i>slag</i> menuju tempat pengolahan <i>solid waste</i>
Tipe	<i>Loading of Materials in Trough Class II-30% Full</i>
Panjang <i>screw</i>	75 ft
Diameter <i>conveyor</i>	6 in
Power motor (Standar)	5 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 7.517,71

Tabel V.17 *Water gas shift reactor* (R-120)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-120
Fungsi	Mereaksikan CO dan H ₂ O menjadi H ₂ dan CO ₂
Tipe	<i>Fixed bed reactor</i>
Volume reaktor	39,78 m ³
Diameter dalam (ID)	3,33 m
Tinggi total	6,12 m
Tebal silinder	½ in
Tebal tutup atas dan bawah	7/16 in (<i>standard dished head</i>)
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 222.838,34

Tabel V.18 *Water gas shift cooler (E-131)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-131	
Fungsi	Mendinginkan syngas dari 372,2°C ke 180°C	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	37,0 in
	<i>Baffle spacing</i>	27,0 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1,00 in
	Diameter dalam (ID)	0,90 in
	BWG	18 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	664
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	3476,70 ft ² = 322,99 m ²	
Jumlah	3 buah	
Harga satuan	US\$ 314.621,70	
Harga total	US\$ 943.865,10	

Tabel V.19 *COS hydrolizer (R-130)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-130
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi COS menjadi H ₂ S
Tipe	<i>Fixed bed reactor</i>
Volume reaktor	12,70 m ³
Diameter dalam (ID)	2,27 m
Tinggi total	4,17 m
Tebal silinder	3/8 in
Tebal tutup atas dan bawah	3/8 in (<i>standard dished head</i>)

Spesifikasi	Keterangan
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 96.832,57

Tabel V.20 Syngas heater (E-141)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-141	
Fungsi	Memanaskan <i>syngas</i> dari 180°C ke 360°C	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	39,0 in
	<i>Baffle spacing</i>	25,0 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1,00 in
	Diameter dalam (ID)	0,90 in
	BWG	18 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	19 ft
	Jumlah	736
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	$3661,01 \text{ ft}^2 = 340,12 \text{ m}^2$	
Jumlah	4 buah	
Harga satuan	US\$ 322.251,61	
Harga total	US\$ 1.289.006,45	

Tabel V.21 Desulphurizer tank (D-140 A/B)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	D-140
Fungsi	Mengurangi kadar S dalam bentuk H ₂ S hingga $\leq 0,1$ ppm
Volume tangki	1.278,38 m ³
Diameter dalam (ID)	10,16 m

Spesifikasi	Keterangan
Tinggi total	15,24 m
Tebal silinder	1 ¼ in
Tebal tutup atas & bawah	1 in (<i>standard dished head</i>)
Jumlah	1 pasang unit = 2 buah
Harga satuan	US\$ 474.176,64
Harga total	US\$ 948.353,28

Tabel V.22 *Syngas compressor (G-211)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-211
Fungsi	Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses
Tipe	<i>Centrifugal Compressor</i>
Power	32.000 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 8.933.393,65

Tabel V.23 *Economizer (E-212)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-212	
Fungsi	Mendinginkan <i>syngas</i> dari 380 °C menjadi 270°C	
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	20 in
	<i>Baffle spacing</i>	4 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	3/4 in
	Diameter dalam (ID)	5/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1 in
	Panjang	16 ft

Spesifikasi	Keterangan	
	Jumlah	282
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	1.181 ft ² = 109,7 m ²	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 133.186,86	

Tabel V.24 *Syngas cooler II (E-213)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-213	
Fungsi	Mendinginkan Syngas dari 372.2 °C menjadi 190°C	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	37 in
	<i>Baffle spacing</i>	9,25 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1 in
	Diameter dalam (ID)	7/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	664
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	3.477 ft ² = 322,99 m ²	
Jumlah	3 buah	
Harga satuan	US\$ 197.816,71	
Harga total	US\$ 593.450,13	

Tabel V.25 *Methanol reactor (R-210)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	R-210
Fungsi	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ menjadi metanol

Spesifikasi	Keterangan
Volume reaktor	10,77 m ³
Diameter luar (OD)	2,34 m
Tinggi total	4,20 m
Tebal total isolasi	2 in
Tebal tutup atas	5/8 in (<i>standard dished head</i>)
Tebal tutup bawah	5/8 in (<i>standard dished head</i>)
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 285.897,32

Tabel V.26 Methanol recycle compressor (G-214)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	G-214
Fungsi	Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses
Tipe	<i>Centrifugal Compressor</i>
Power	12.000 hp
Harga	US\$ 4.022.422,71

Tabel V.27 Methanol cooler (E-221)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-221	
Fungsi	Mendinginkan Methanol dari methanol reactor	
Tipe	<i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	33,0 in
	<i>Baffle spacing</i>	16,5 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1 in
	Diameter dalam (ID)	7/8 in

Spesifikasi	Keterangan	
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	18 ft
	Jumlah	460
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	2.168 ft ² = 201,38 m ²	
Jumlah	5 buah	
Harga satuan	US\$ 69.679,06	
Harga total	US\$ 348.395,28	

Tabel V.28 Methanol separator (H-220)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	H-220
Fungsi	Memisahkan campuran light gas (CO, CO ₂ , H ₂ , H ₂ S, CH ₄ dan N ₂) dari methanol
Tipe	<i>Vertical drum</i>
Bahan	<i>Hastelloy C-22</i>
Diameter luar (OD)	0,97 m
Tinggi total	4,84 m
Tebal silinder	1,25 in
Tebal tutup atas	3/8 in
Tebal tutup bawah	3/8 in
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 13.127,94

Tabel V.29 CO₂-methanol distillation column (D-230)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-230	
Fungsi	Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan	
Tipe	<i>Sieve tray</i>	
Jenis aliran	<i>Double pass</i>	
Bahan	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High-Steel	
ID	40,00 in	
Tebal shell	1/4 in	
Tebal tutup atas	3/16 in	
Tebal tutup bawah	3/16 in	
Tinggi shell	18 ft	
Tinggi tutup atas	6,84 in	
Tinggi tutup bawah	6,84 in	
<i>Plate</i>	<i>Panjang weir</i>	30,00 in
	<i>Lebar downcomer</i>	7,09 in
	<i>Tinggi weir</i>	1,77 in
	Diameter lubang	0,20 in
	<i>Tray spacing</i>	21,65 in
	Tebal <i>Plate</i>	0,20 in
<i>Hole</i>	<i>Hole area</i>	95,46 in
	<i>Hole size</i>	0,20 in
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 298.800,85	

Tabel V.30 CO₂-methanol distillation reboiler (E-232)

Spesifikasi	Keterangan
Kode	E-232
Fungsi	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi

Spesifikasi	Keterangan	
Tipe	<i>Kettle reboiler</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	31 in
	<i>Baffle spacing</i>	7,8 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1 in
	Diameter dalam (ID)	7/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	454
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	2.377 ft ² = 220,84 m ²	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 76.186,92	

Tabel V.31 CO₂-methanol distillation condensor (E-233)

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-233	
Fungsi	Mengkondensasi Top Product dari Distillation Column D-230	
Tipe	<i>Vertical condenser</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	8,0 in
	<i>Baffle spacing</i>	2,0 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	3/4 in
	Diameter dalam (ID)	5/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1 in
	Panjang	12 ft
	Jumlah	32
	<i>Passes</i>	4

Spesifikasi	Keterangan
Area	101 ft ² = 9,34 m ²
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 20.645,65

Tabel V.32 *Distillation column flash drum I (F-234)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-234
Fungsi	Memisahkan campuran light gas (CO, CO ₂ , H ₂ , H ₂ S, CH ₄ dan N ₂) dari methanol
Tipe	<i>Vertical drum</i>
Bahan	<i>Hastelloy C-22</i>
Diameter luar (OD)	0,71 m
Tinggi total	2,77 m
Tebal silinder	1/3 in
Tebal tutup atas	3/8 in
Tebal tutup bawah	3/8 in
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 10,603,33

Tabel V.33 *Distillation column I pump (L-235)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-235
Fungsi	Memompa hasil keluaran <i>flash drum</i> menuju kolom distilasi
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Pipa	3 in Sch.40
Power	20 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 14.025,58

Tabel V.34 *Methanol-water distillation column (D-240)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	D-240	
Fungsi	Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air	
Tipe	<i>Sieve tray</i>	
Jenis aliran	<i>Double pass</i>	
Kapasitas	7,98 kg/s	
Bahan	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High-Alloy Steel	
ID	204 in	
Tebal shell	3/4 in	
Tebal tutup atas	3/16 in	
Tebal tutup bawah	3/16 in	
Tinggi shell	27 ft	
Tinggi tutup atas	35 in	
Tinggi tutup bawah	35 in	
<i>Plate</i>	<i>Panjang weir</i>	163,2 in
	<i>Lebar downcomer</i>	0,04 in
	<i>Tinggi weir</i>	1,97 in
	Diameter lubang	0,20 in
	<i>Tray spacing</i>	21,65 in
	Tebal <i>Plate</i>	0,20 in
<i>Hole</i>	<i>Hole area</i>	63,06 in
	<i>Hole size</i>	0,20 in
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 399.784,99	

Tabel V.35 *Methanol-water condensor (E-242)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-242	

Spesifikasi	Keterangan	
Fungsi	Mengkondensasi Top Product dari Distillation Column D-240	
Tipe	<i>Vertical condenser</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	27 in
	<i>Baffle spacing</i>	13,5 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1 in
	Diameter dalam (ID)	7/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	20 ft
	Jumlah	349
	<i>Passes</i>	1
<i>Area</i>	1.827 ft ² = 169,8 m ²	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 65.078,67	

Tabel V.36 *Distillation column II reflux drum (F-243)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-234
Fungsi	Menampung aliran <i>distillate</i> dan memisahkan produk dan <i>reflux</i>
Bahan	<i>Carbon Steel SA 283 Grade B</i>
OD	134,00 in
Panjang <i>shell</i>	27,71 ft
Tebal <i>shell</i>	1/2 in
Tipe tutup	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas dan bawah	1/2 in
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 48.853,88

Tabel V.37 *Distillation column II reflux pump (L-244)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	L-244
Fungsi	Memompa hasil keluaran reflux drum menuju kolom distilasi
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	<i>Commercial Steel</i>
Pipa	3 in Sch.40
Power	20 hp
Jumlah	1 buah
Harga	US\$ 13.688,96

Tabel V.38 *Methanol water distillation reboiler (E-245)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-245	
Fungsi	Memanaskan aliran bottom product kolom distilasi	
Tipe	<i>Kettle reboiler</i>	
Bahan	<i>Stainless steel 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	33 in
	<i>Baffle spacing</i>	8,25 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	1 in
	Diameter dalam (ID)	7/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	18 ft
	Jumlah	465
	<i>Passes</i>	2
<i>Area</i>	$2.191 \text{ ft}^2 = 203,57 \text{ m}^2$	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 76.186,92	

Tabel V.39 *Product cooler (E-246)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-246	
Fungsi	Mendinginkan methanol menjadi suhu 35 °C	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	24 in
	<i>Baffle spacing</i>	12 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	3/4 in
	Diameter dalam (ID)	5/8 in
	BWG	14 in
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	12 ft
	Jumlah	341
	<i>Passes</i>	1
<i>Area</i>	1.071 ft ² = 99,52 m ²	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 106.482,17	

Tabel V.40 *Wastewater cooler (E-247)*

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	E-247	
Fungsi	Mendinginkan waste water sebelum menuju ke waste water cooler	
Tipe	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>	
Bahan	<i>Stainless Steel Type 304</i>	
Shell	Diameter dalam (ID)	24 in
	<i>Baffle spacing</i>	6 in
	<i>Passes</i>	1
Tube	Diameter luar (OD)	3/4 in
	Diameter dalam (ID)	5/8 in
	BWG	14 in

Spesifikasi	Keterangan	
	<i>Pitch</i>	1,25 in
	Panjang	18 ft
	Jumlah	112
	<i>Passes</i>	1
<i>Area</i>	528 ft ² = 49,03 m ²	
Jumlah	1 buah	
Harga	US\$ 148.110,07	

Tabel V.41 *Methanol storage (F-249)*

Spesifikasi	Keterangan
Kode	F-249
Fungsi	Sebagai tempat penyimpanan metanol 99,85%
Bahan	<i>Carbon Steel SA-240 grade M</i>
Diameter	32,50 ft
Tinggi	19,77 ft
Tinggi tutup atas	63,95 in
Tinggi tutup bawah	13,50 in
Tebal tutup atas	1/2 in (<i>standard dished head</i>)
Tebal tutup bawah	3 in (<i>flat bottom</i>)
Jumlah	10 buah
Harga satuan	US\$ 270.300,88
Harga total	US\$ 2.703.008,82

Dari perhitungan spesifikasi alat ini pula dapat diketahui jumlah daya yang dibutuhkan dalam menjalankan alat-alat yang ada, seperti pompa, kompresor, dan lainnya, jumlah daya yang dibutuhkan sendiri sebanyak 54.257 hp atau sekitar 40.460 kW.

BAB VI

ANALISA EKONOMI

VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

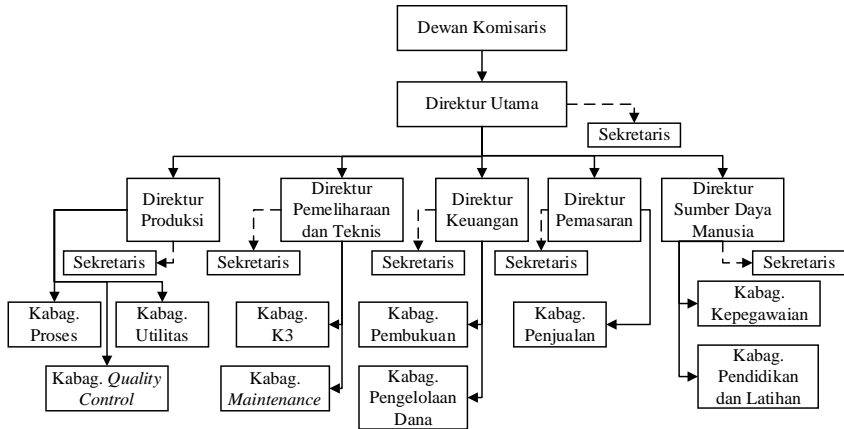
Bentuk badan perusahaan Pabrik Metanol dari Batubara ini dipilih Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi atas beberapa saham dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau 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. Pemilik modal adalah pemegang saham sedangkan pelaksanaannya adalah dewan komisaris.
3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi ditangani oleh pemimpin perusahaan.
4. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

VI.1.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Berdasarkan sistem organisasi yang dipilih, yakni garis dan staff maka disusunlah suatu bagan struktur organisasi perusahaan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Di mana perusahaan dengan kapasitas 1.970 ton/hari dengan dua tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 316 pekerja.

(Peter dan Timmerhaus, 1991)



Gambar VI.1 Struktur organisasi

Bagan diatas merupakan struktur organisasi perusahaan dari Pabrik Metanol dari Batubara ini dan berikut merupakan penjelasan pembagian kerja dalam organisasi perusahaan.

1. Dewan Komisaris

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

Tugas dewan komisaris:

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

2. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan

penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama

- 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.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung di segala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

3. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi utama dan utilitas dari pabrik, serta memastikan kualitas dari bahan baku yang digunakan dan kualitas produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang proses, utilitas, dan *quality control*.

Tugas direktur produksi adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi dan memastikan kualitas bahan baku yang digunakan untuk proses produksi dalam kondisi yang sesuai dan kualitas produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi produk.

VI-4

- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.
4. Direktur Pemeliharaan dan Teknis

Direktur pemeliharaan dan teknis bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan *maintenance* dari pabrik dan perihal kesehatan dan keselamatan kerja. Dalam menjalani tugasnya, direktur pemeliharaan dan teknis dibantu oleh kepala bagian *maintenance* dan kepala bagian kesehatan dan keselamatan kerja.

Tugas direktur pemeliharaan dan teknis adalah:

- Membantu direktur utama dalam pemeliharaan alat yang digunakan dalam proses produksi.
 - Menentukan kebijakan mengenai kesehatan dan keselamatan kerja.
 - Melakukan koordinasi dengan pihak-pihak yang bersangkutan.
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.
5. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bagian pengelolaan dana dan kepala bagian pembukuan.

Tugas direktur keuangan adalah:

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.

- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
 - Mengelola dana perusahaan agar sesuai dengan yang direncanakan.
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pembukuan dan pengelolaan dana.
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.
6. Direktur Pemasaran
- Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh kepala bagian yang menangani bidang penjualan.
- Tugas direktur pemasaran adalah:
- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
 - Menentukan kebijakan penjualan agar dapat memperoleh hasil maksimal.
 - Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian penjualan.
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.
7. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM)
- Direktur SDM bertugas untuk membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh kepala bagian kepegawaian dan kepala bagian pendidikan dan latihan.
- Tugas direktur SDM adalah:
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian dan bagian pendidikan & latihan.

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
 - Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.
8. Kepala Bagian Produksi
Tugas kepala bagian produksi adalah:
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
 - Memastikan dalam produksi berjalan lancar.
 - Memastikan produksi sesuai dengan spesifikasi alat yang telah ada.
 - Memastikan bahwa bagian produksi menguasai proses produksi.
9. Kepala Bagian Utilitas
Tugas kepala bagian utilitas adalah:
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi
 - Memelihara alat-alat dalam utilitas dan untuk IPAL (Instalasi Pengolahan Air Limbah)
10. Kepala Bagian *Quality Control*
Tugas kepala bagian *quality control*:
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.
 - Memastikan kualitas bahan baku dan produk sesuai dengan yang diinginkan.
11. Kepala Bagian *Maintenance*
Tugas kepala bagian *maintenance*:
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemeliharaan dan teknis.
 - Melakukan pemeliharaan terhadap alat-alat produksi yang ada secara berkala.
12. Kepala Bagian Kesehatan dan Keselamatan Kerja
Tugas kepala bagian kesehatan dan keselamatan kerja:

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemeliharaan dan teknis.
 - Memastikan kondisi dan lingkungan kerja yang aman, sehat, dan kondusif.
 - Mengurangi resiko bahaya dalam lingkungan pabrik.
13. Kepala Bagian Penjualan
- Tugas kepala bagian penjualan adalah:
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.
 - Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
14. Kepala Bagian Pengelolaan Dana
- Tugas kepala bagian pengelolaan dana adalah:
- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order* pembelian. Dalam mempersiapkan pembelian harus ditetapkan:
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.
15. Kepala Bagian Pembukuan
- Tugas kepala bagian pembukuan adalah:
- Merekap segala urusan keuangan, mulai dari pemasukan dan pengeluaran dana perusahaan.
 - Bertanggung jawab atas segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan kedepannya.
 - Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
 - Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

16. Kepala Bagian Pendidikan dan Latihan

Tugas kepala bagian pendidikan dan latihan adalah:

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.
- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan dan peningkatan mutu karyawan.

17. Kepala Bagian Kepegawaian

Tugas kepala bagian kepegawaian adalah:

- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Bertugas dalam mengurus masalah-masalah kepegawaian, antara lain: penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

VI.1.3 Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik Metanol dari Batubara ini memiliki kapasitas 650.000 ton/tahun atau 1.970 ton/hari. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi, maka pabrik ini membutuhkan pekerja sebanyak 158 pekerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Selain itu, pabrik ini secara garis besar memiliki dua tahapan utama, yakni tahap produksi *syngas* dan tahap sintesa metanol sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 316 pekerja/hari. Dengan 3 *shift* kerja operator selama 8 jam maka dibutuhkan 40 tenaga kerja (Timmerhauss, 1991).

VI.1.4 Status Karyawan dan Pemberian Gaji

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

a. Karyawan Tetap

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

b. Karyawan Harian

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

c. Pekerja Borongan

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

Tabel VI.1 Perhitungan gaji karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp Juta)	Jumlah	Total/bulan
1	Dewan Komisaris	50.000.000	3	Rp 150.000.000,00
2	Direktur Utama	100.000.000	1	Rp 100.000.000,00
3	Dir. Produksi	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
4	Dir. Pemeliharaan dan Teknis	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
5	Dir. Keuangan	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
6	Dir. Pemasaran	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
7	Dir. SDM	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
8	Sekretaris	15.000.000	6	Rp 90.000.000,00
9	Kepala Bagian			
	a. Proses	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	b. <i>Quality Control</i>	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp Juta)	Jumlah	Total/bulan
	c. Utilitas	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	d. Penjualan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	e. Promosi	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	f. Pembukuan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	g. Pengelolaan Dana	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	h. Kepegawaian	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	i. Pendidikan dan Latihan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	j. K3	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	k. <i>Maintenance</i>	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
10	Supervisor			
	a. Utilitas	25.000.000	4	Rp 100.000.000,00
	b. Proses	25.000.000	8	Rp 200.000.000,00
	c. <i>Quality Control</i>	25.000.000	4	Rp 100.000.000,00
11	Operator			
	a. <i>Maintenance</i>	8.000.000	36	Rp 288.000.000,00
	b. Utilitas	8.000.000	32	Rp 256.000.000,00
	c. Proses	8.000.000	104	Rp 832.000.000,00
	d. <i>Quality Control</i>	8.000.000	24	Rp 192.000.000,00
12	Karyawan			
	a. Dokter	30.000.000	4	Rp 120.000.000,00
	b. Perawat	7.000.000	4	Rp 28.000.000,00

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp Juta)	Jumlah	Total/bulan
	c. Penjualan	7.000.000	8	Rp 56.000.000,00
	d. Pembukuan	7.000.000	4	Rp 28.000.000,00
	e. Pengelolaan Dana	7.000.000	6	Rp 42.000.000,00
	f. Kepegawaian	7.000.000	8	Rp 56.000.000,00
	g. Pendidikan dan Latihan	7.000.000	8	Rp 56.000.000,00
	h. K3	7.000.000	8	Rp 56.000.000,00
13	Keamanan	4.500.000	10	Rp 45.000.000,00
14	Sopir	4.500.000	9	Rp 45.000.000,00
15	Pesuruh/tukang kebun	4.500.000	9	Rp 40.500.000,00
TOTAL			316	Rp3.826.000.000,00

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap diberlakukan sistem waktu kerja *shift*. Sistem ini terdiri atas tiga *shift*, yaitu pagi, sore, dan malam, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut.

Tabel VI.2 Pembagian *shift* kerja karyawan

<i>Shift</i>	Jam Kerja
<i>Shift</i> Pagi	08.00-16.00
<i>Shift</i> sore	16.00-00.00
<i>Shift</i> Malam	00.00-08.00

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 metanol ini meliputi:

1. Air
Berfungsi sebagai sanitasi, air umpan boiler, dan air pendingin.
2. *Steam*
Digunakan untuk keperluan proses dan penukar panas.
3. Listrik
Berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan.
4. Udara Instrumen
Digunakan sebagai penggerak *valve* mekanik untuk mengendalikan proses.

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik di atas, 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 metanol ini digunakan untuk kepentingan:

1. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan 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
- Tidak berwarna
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO_2 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_4 , Hg, Cu dan sebagainya
- c. Syarat Biologis
- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen

2. Air Umpan Boiler

Air umpan *boiler* merupakan bahan baku pembuatan *steam* yang berfungsi sebagai media pemanas. Air untuk keperluan umpan *boiler* harus memenuhi syarat-syarat agar air yang digunakan tidak merusak boiler, antara lain:

- Tidak boleh membuih
- Tidak boleh membentuk kerak dalam boiler
- Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Untuk memenuhi syarat tersebut guna mencegah kerusakan pada boiler, maka sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah terlebih dahulu melalui

- a. Demineralizer, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu
- b. Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut

3. Air Pendingin

Penyediaan air pendingin bertujuan untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi transfer panas, dimana air digunakan sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan faktor berikut.

- Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume
- Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah
- Tidak mudah mengembang dan menyusut dengan adanya perubahan suhu
- Mudah dikendalikan dan dioperasikan
- Tidak mudah terdekomposisi

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung:

- a. *Hardness*: dapat memberikan efek pada pembentukan kerak
- b. Besi: dapat menyebabkan korosi

- c. Silika: dapat menyebabkan kerak
- d. Minyak: dapat menyebabkan turunnya *heat transfer*

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*. Jenis *steam* yang digunakan pada pabrik metanol dari batubara ini adalah sebagai berikut.

- a. *Saturated steam* dengan tekanan 30 bar dan suhu 233,84°C.
- b. *Superheated steam* dengan tekanan 30 bar dan suhu 525°C.

VI.2.3 Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Listrik pada pabrik metanol digunakan untuk memenuhi kebutuhan listrik proses dan operasional non-proses dari pabrik ini. Pada *plant* direncanakan keperluan listrik disuplai sendiri untuk mengurangi ketergantungan pada suplai listrik PLN dan untuk mengurangi resiko kekurangan suplai listrik dari PLN yang menyebabkan terhambatnya proses industri. Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik metanol ini diambil dari generator sebagai penghasil tenaga listrik untuk proses produksi dan untuk penerangan pabrik dan kantor.

VI.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dihitung untuk mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra-desain Pabrik Metanol 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 sebagai berikut.

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return / IRR*)
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (*Pay Out Time / POT*)
3. Rasio Pengembalian Investasi (*Return on Investment / ROI*)
4. Titik Impas (*Break Even Point / BEP*)

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

Dari hasil perhitungan pada Appendiks D didapatkan harga $i = 23,96\%$. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk bunga pinjaman yaitu $9,95\%$ per tahun. Dengan harga i yang didapat lebih besar dari bunga pinjaman, maka pabrik ini layak untuk didirikan.

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

Dari perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal adalah 5 tahun 4 bulan. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia pabrik, yaitu 10 tahun.

VI.3.3 Rasio Pengembalian Investasi (*Return on Investment / ROI*)

Return on investment yang didapatkan dari perhitungan yang ada pada Appendiks D adalah $26,89\%$ sehingga menurut Aries dan Newton (1955) berada dalam kategori *low risk*.

VI.3.4 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) = $33,65\%$.

Halaman ini sengaja dikosongkan.

BAB VII KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut.

1. Perencanaan operasi : kontinyu,
2. Waktu operasi : 24 jam/hari, 330 hari/tahun
3. Kapasitas produksi metanol : 650.000 ton/tahun
4. Lisensor proses yang dipilih:
 - Gasifikasi batu bara : *Entrained flow* (E-Gas)
 - Sintesa metanol : *ICI process*
5. Bahan yang dibutuhkan:
 - Batubara : 199.302,13 kg/jam
 - O₂ : 142.279,52 kg/jam
 - *Cooling water* : 27.725.768,22 kg/jam
 - *Process water* : 85.415,20 kg/jam
 - *Saturated steam* : 357.947,01 kg/jam
 - *Superheated steam* : 620.035,50 kg/jam
6. Limbah yang dihasilkan:
 - *Solid waste* : 6.137,25 kg/jam
 - *Wastewater* : 267.073,43 kg/jam
 - *Purge* : 192.133,94 kg/jam
 - *Flare* : 2.887,53 kg/jam
7. Daya listrik yang dibutuhkan : 40.460 kW
8. Umur pabrik : 10 tahun
9. Masa konstruksi : 2 tahun
10. Analisis ekonomi:
 - *Internal Rate of Return* = 23,96 %
 - *Pay Out Time* = 5 tahun 4 bulan
 - *Return on Investment* = 26,89%
 - *Break Even Point* = 33,65%

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, IRR yang diperoleh lebih besar dibandingkan dengan nilai *i* untuk pinjaman modal pada bank dengan tingkat bunga 9,95% sehingga pabrik layak

VII-2

untuk didirikan. Jangka waktu pengembalian modal (POT) adalah 5 tahun 4 bulan dan POT lebih kecil dari waktu pengembalian modal yang ditetapkan pemberi pinjaman yaitu 10 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik metanol dari batubara ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba, A., 2020. *Alibaba.com: Manufacturers, Suppliers, Exporters & Importers from the world's largest online B2B marketplace*. [Online]
Available at: <https://www.alibaba.com/>
[Accessed 15 Juli 2020].
- Aries, R. S. & Newton, R. D., 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill.
- AZO M, A. M., 2020. *Zinc Oxide - Properties, Application, and the future for ZnO*. [Online]
Available at:
<https://www.azom.com/article.aspx?ArticleID=5818>
[Accessed 26 June 2020].
- BASF, 2002. *BASF Catalyst R5-12*. [Online]
Available at:
<http://www.psbindustries.com/pdf/BASF%20R5-12%20Data%20Sheet.pdf>
[Accessed 30 March 2020].
- Basile, A., Paola, L. D., Hai, F. I. & Piemonte, V., 2015. *Membrane Reactors for Energy Applications and Basic Chemical Production*. Cambridge: Woodhead Publishing.
- Bennet, J. P. et al., 2007. *Field Trial Results of NETL's Phosphate-Modified High Chrome Oxide Refractory Material for Slagging Gasifiers*. San Francisco, NETL - USDOE.
- BI, B. I., 2020. *Bank Indonesia Official Web Site - Bank Sentral Republik Indonesia*. [Online]
Available at: <https://www.bi.go.id/>
[Accessed 13 Juli 2020].
- Bionomic Industries, I., 2020. *Electrostatic Precipitator - Bionomic Ind..* [Online]
Available at: <https://www.bionomicind.com/electrostatic-precipitators/e-charge.cfm>
[Accessed 11 Juli 2020].

- BMKG, B. M. K. d. G., 2020. *Data Online - Pusat Database - BMKG*. [Online]
Available at: <http://dataonline.bmkg.go.id/>
[Accessed 01 Februari 2020].
- BPH_Migas, 2020. *Kuota dan Realisasi Jenis BBM Tertentu*. [Online]
Available at: <https://www.bphmigas.go.id/kuota-dan-realisisi-jenis-bbm-tertentu/>
[Accessed 15 Januari 2020].
- BPS_Kalsel, 2020. *Badan Pusat Statistik Provinsi Kalimantan Selatan*. [Online]
Available at: <https://kalsel.bps.go.id/>
[Accessed 05 Februari 2020].
- BPS_Kaltim, 2020. *Badan Pusat Statistik Provinsi Kalimantan Timur*. [Online]
Available at: <https://kaltim.bps.go.id/>
[Accessed 05 Februari 2020].
- BPS, B. P. S., 2020. *Ekspor Impor: BPS*. [Online]
Available at: <https://www.bps.go.id/exim/>
[Accessed 15 Januari 2020].
- Brownell, L. E. & Young, E. H., 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc..
- Buyukozturk, O. & Tseng, T.-M., 1983. Heat Conduction through Layered Refractory Linings. *J. Eng. Mech.*, Issue 109, pp. 1006-1008.
- Chang, C. M., 1979. *High Intensity Ionization-Electrostatic Precipitation System for Particle Removal and Method of Operation*. United States, Patent No. US4244709A.
- Chemical Engineering Essentials For The CPI Professional, C., 2020. *The Chemical Engineering Plant Cost Index - Chemical Engineering*. [Online]
Available at: <https://www.chemengonline.com/pci-home>
[Accessed 10 Juli 2020].

- Couper, J. R., Penney, W. R., Fair, J. R. & Walas, S. M., 2005. *Chemical Process Equipment: Selection and Design*. 2nd ed. Amsterdam: Gulf Professional Publishing.
- Darby, K., 1981. Criteria for Designing Electrostatic Precipitators. *Environment International*, Volume VI, p. 192.
- Delta Adsorbents, I., 2017. *Activated Alumina AA400G Specs*. [Online]
Available at: <https://www.deltaadsorbents.com/SDS-Specs/Activated-Alumina-SDS-Specs/Activated-Alumina-AA400G>
[Accessed 20 June 2020].
- Deolalkar, S., 2009. *Handbook for Designing Cement Plants*. Hyderabad: BS Publications.
- Engineering ToolBox, E., 2003. *Combustion Efficiency and Excess Air*. [Online]
Available at: https://www.engineeringtoolbox.com/boiler-combustion-efficiency-d_271.html
[Accessed 26 April 2020].
- Engineering ToolBox, E., 2018. *Oxygen - Density and Specific Weight*. [Online]
Available at: https://www.engineeringtoolbox.com/oxygen-O2-density-specific-weight-temperature-pressure-d_2082.html
[Accessed 15 June 2020].
- ESDM, 2019. Outlook Energi Indonesia 2019. *Indonesia Energy Outlook*, 18 Oktober, pp. 40-41.
- Geankoplis, C. J., 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. 3rd ed. New Jersey: Prentice-Hall International, Inc..
- Guo dkk., 2007. Preparation of CuO/ZnO/Al₂O₃ Catalyst for Methanol Synthesis Using Parallel-Slurry-Mixing Method. *Journal of Fuel Chemistry and Technology*, III(35), pp. 329-333.
- Hakkarainen, R. & Salmi, T., 1993. Water-Gas Shift Reaction on a Cobalt-Molybdenum Oxide Catalyst. *Applied Catalyst A*, 99(2), p. 199.

- Haryono, Rahayu, I. & Yulyati, Y. B., 2016. Biodiesel dari Minyak Goreng Sawit Bekas dengan Katalis Heterogen CaO: Studi Penentuan Rasio Mol Minyak/Metanol dan Waktu Reaksi Optimum. *Eksergi*, XIII(1), p. 4.
- Henan Kingway Chemicals Co., L., 2020. *Henan Kingway Chemicals Co., Ltd -- Products -- Activated Alumina*. [Online]
Available at: http://www.hnkingway.com/en/product_2_1_5.html
[Accessed 20 June 2020].
- Higman, C. & Burt, M. v. d., 2008. *Gasification*. 2nd ed. Texas: Gulf Professional Publishing.
- Jingyi, C. et al., 1984. Experiment and Analysis of Coal-Water Mixture Flow Properties. *Inst. of Engineering Thermophysics*.
- Johnson Matthey, J., 2015. *Process for Increasing Hydrogen Content of Synthesis Gas*. United States of America, Patent No. US 9,193,590 B2.
- Kern, D., 1950. *Process Heat Transfer*. New York: McGraw-Hill, Inc.
- KMI, P. K. M. I., 2020. *Product / PT. Kaltim Methanol Industri*. [Online]
Available at: <http://kaltimmethanol.com/product.html>
[Accessed 15 January 2020].
- KPC, P. K. P. C., 2009. Sustainable Development Report 2008. *Sustainability Report*, Oktober.
- KPC, P. K. P. C., 2018. Laporan Keberlanjutan 2017. *Sustainability Report*.
- Lesniak, B., Slupik, L. & Jakubina, G., 2013. The Determination of the Specific Heat Capacity of Coal Based on Literature Data. *CHEMIK*, 67(6), pp. 566-571.
- Ludwig, E. E., 2001. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants: Volume 3*. 3rd ed. Boston: Gulf Professional Publishing.

- Matche, M., 2020. *Matches' engineering to chemical energy manufacturing metallurgical industries*. [Online]
Available at: <https://www.matche.com/>
[Accessed 15 Juli 2020].
- Matzen, M., 2015. Sustainability Assessment for Energy Systems and Chemical Process Industries. *Chemical & Biomolecular Journal*, pp. 40-41.
- McCabe, W. L., Smith, J. C. & Harriott, P., 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering*. 5th ed. New York: McGraw-Hill, Inc..
- Mehmood, S., Reddy, B. V. & Rosen, M. A., 2012. Energy Analysis of a Biomass Co-firing Based Pulverized Coal Power Generation System. *Sustainability*, Volume IV, p. 470.
- Methanex, 2014. *Pricing | Methanex Corporation*. [Online]
Available at: <https://www.methanex.com>
[Accessed 03 Juni 2020].
- Methanol_Institute, 2020. *What is Methanol? | Methanol Institute*. [Online]
Available at: <http://methanol.org/>
[Accessed 05 Februari 2020].
- Mine Storage, C., 1959. *Coal Age*. [Online]
Available at: <https://www.coalage.com/>
[Accessed June 2020].
- Moulton, D. S. & Sefer, N. R., 1986. *Costs to Convert Coal to Methanol*, Michigan: EPA, Environmental Protection Agency.
- OJK, O. J. K., 2020. *Perbankan*. [Online]
Available at:
<https://www.ojk.go.id/id/kanal/perbankan/Pages/Suku-Bunga-Dasar.aspx>
[Accessed 13 Juli 2020].
- Perry, et al., 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th ed. New York: McGraw-Hill, Inc..

- Perry, R. H., 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook Seventh Edition*. 7th ed. New York: McGraw-Hill.
- Peters, M. S. & Timmerhaus, K. D., 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. New York: McGraw-Hill, Inc..
- PLN, 2019. Statistik PLN 2018. *Statistik Tahunan*, Juni, p. 22.
- Pusat Sumber Daya Mineral Batubara dan Panas Bumi, P., 2019. *Executive Summary: Pemutakhiran Data dan Neraca Sumber Daya Mineral dan Batubara Status 2018*. [Online] Available at: <http://psdg.geologi.esdm.go.id/> [Accessed 04 Februari 2020].
- Rattanakawin, C. & Tin, A. L., 2019. Hardgrove Grindability Index and Approximate Work Index of Sodium Feldspar. *J. Sci. Technol.*, 41(3), p. 665.
- Remodelling Calc, R., 2020. *Concrete Cost Calculator | Estimate the Amount of Concrete for Slab / Footing, Column & Stairs*. [Online] Available at: <https://www.remodelingcalculator.org/concrete-calculator/> [Accessed 15 Juli 2020].
- Republika, 2015. *Kaltim Miliki Tiga Pelabuhan Peti Kemas / Republika Online*. [Online] Available at: <https://nasional.republika.co.id> [Accessed 05 Februari 2020].
- Roofing Calc, R. C., 2020. *Roofing Calculator - Estimate Roof Cost per Sq. Ft. - Free Roof Quotes*. [Online] Available at: <https://www.roofingcalc.com/> [Accessed 15 Juli 2020].
- Sanchez, A., Maceiras, R., Cancela, A. & Rodriguez, M., 2012. Influence of n-Hexane on in Situ Transesterification of Marine Macroalgae. *Energies*, Issue 5, p. 251.
- Sarkanen, K. V. & Tillman, D. A., 1979. *Progress in Biomass Conversion Volume I*. New York: Academic Press, Inc..
- Sawyer, J. W., 1974. *Automotive Scrap Recycling: Processes, Prices, and Prospect*. New York: RFF Press.

- Sciazko, M., 2013. Rank-Dependent Formation Enthalpy of Coal. *Fuel*, Volume 114, pp. 2-9.
- Silla, H., 2003. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. 1st ed. New Jersey: Marcel Dekker, Inc.
- Sinnott, R., 2005. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering Series: Chemical Engineering Design Volume 6*. 4th ed. Amsterdam: Elsevier.
- Smith, J., Van Ness, H., Abbott, M. & Swihart, M., 2018. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. 8th ed. New York: McGraw-Hill.
- Smith, R., 2005. *Chemical Process Design and Integration*. Hoboken: John Wiley & Sons Inc.
- Trading_Economics, 2020. *Coal / 2008-2020 Data*. [Online] Available at: <https://tradingeconomics.com/commodity/coal> [Accessed 10 Juli 2020].
- Turner, J. H. et al., 1988. Sizing and Costing of Electrostatic Precipitators: Part I. Sizing Considerations. *JAPCA*, 38(4), pp. 458-471.
- Ulrich, G. D., 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Wiley & Sons, Inc..
- Undang-Undang, U., 2000. *Pajak Pendapatan*. Indonesia, Patent No. UU PPh No.17 Tahun 2020 Pasal 17 Ayat 2.
- University of Kentucky, U., 2020. *Estimating tons of coal on a property, Kentucky Geological Survey*. [Online] Available at: <https://www.uky.edu/KGS/coal/coal-ky-info-estimate-tons.php> [Accessed 05 June 2020].
- Whitesides, R. W., 2015. *Selecting the Optimum Pipe Size*. Fairfax: PDHCenter.
- Wikipedia, 2020. *Bandar Udara Provinsi Kalimantan Timur dan Kalimantan Selatan - Wikipedia*. [Online] Available at: <https://id.wikipedia.org/> [Accessed 05 Februari 2020].

- Wikipedia, 2020. *Daftar Pelabuhan di Indonesia - Wikipedia*.
[Online]
Available at: <https://id.wikipedia.org/>
[Accessed 05 Februari 2020].
- Yang, Z. et al., 2018. Design and Performance of Helical Ribbon and Screw Impeller Aerobic Compost Bioreactor. *International Journal of Environmental Science and Development*, IX(12), pp. 386-387.
- Yaws, C. L., 2014. *Thermophysical Properties of Chemical Hydrocarbon*. 2nd ed. Waltham: Gulf Professional Publishing.
- Yi, H.-h.et al., 2010. Catalytic Hydrolysis of Carbonyl Sulfide Over Modified Coal-Based Activated Carbons by Loading Metal. *J. Cent. South Univ. Technol.*, Issue 17, p. 986.
- Yoeswono, Triyono & Tahir, I., 2008. Kinetika Transesterifikasi Minyak Sawit dengan Metanol Menggunakan Katalis Kalium Hidroksida. *Indo. J. Chem.*, VIII(2), p. 220.
- Yoshii, Y. et al., 2010. Study of the Catalyst for Hydrolysis of Carbonyl Sulfide Used in the Coal Gasification Plant. *kagaku kogaku ronbunshu*, XXXVI(6), pp. 566-570.

APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA

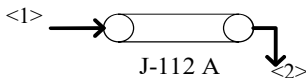
Kapasitas Produksi = 650.000,00 ton metanol/tahun
 = 1.969,70 ton metanol/hari
 = 82,07 ton metanol/jam

Waktu operasi = 1 tahun = 330 hari = 7920 jam

Basis Perhitungan:

Bahan baku = 195.000,00 kg batubara / jam
 Waktu = 1 jam

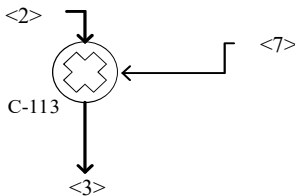
1. Belt conveyor (J-112 A)



Tabel A.1 Neraca massa *belt conveyor* (J-112 A)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <1>		aliran <2>	
Batubara	195.000,00	Batubara	195.000,00
Total	195.000,00	Total	195.000,00
Total masuk	195.000,00	Total keluar	195.000,00

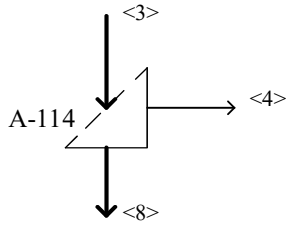
2. Hammer mill (C-113)



Tabel A.2 Neraca massa *hammer mill* (C-113)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Diameter > 0,1 mm		Diameter ≥ 0,1 mm	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <2>		aliran <3>	
Batubara	195.000,00	Batubara	216.666,67
Total	195.000,00	Total	216.666,67
aliran <7>			
Batubara	21.666,67		
Total	21.666,67		
Total masuk	216.666,67	Total keluar	216.666,67

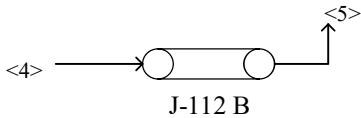
3. *Screener (A-114)*



Tabel A.3 Neraca massa *screener (A-114)*

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <3>		aliran <4>	
Diameter $\geq 0,1$ mm		Diameter $> 0,1$ mm	
Batubara	216.666,67	Batubara	21.666,67
Total	216.666,67	Total	21.666,67
		aliran <8>	
		Diameter = 0,1 mm	
		Batubara	195.000,00
		Total	195.000,00
Total masuk	216.666,67	Total keluar	216.666,67

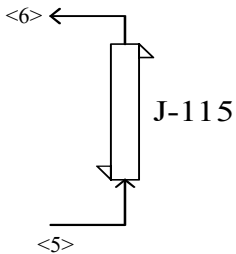
4. *Belt conveyor (J-112 B)*



Tabel A.4 Neraca massa *belt conveyor (J-112 B)*

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <4>		aliran <5>	
Batubara	21.666,67	Batubara	21.666,67
Total	21.666,67	Total	21.666,67
Total masuk	21.666,67	Total keluar	21.666,67

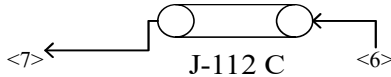
5. *Bucket elevator (J-115)*



Tabel A.5 Neraca massa *bucket elevator* (J-115)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <5>		aliran <6>	
Batubara	21.666,67	Batubara	21.666,67
Total	21.666,67	Total	21.666,67
Total masuk	21.666,67	Total keluar	21.666,67

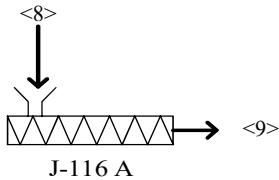
6. Belt conveyor (J-112 C)



Tabel A.6 Neraca massa *belt conveyor* (J-112 B)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <6>		aliran <7>	
Batubara	21.666,67	Batubara	21.666,67
Total	21.666,67	Total	21.666,67
Total masuk	21.666,67	Total keluar	21.666,67

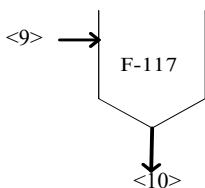
7. Screw Conveyor (J-116 A)



Tabel A.7 Neraca massa *screw conveyor* (J-116 A)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <8>		aliran <9>	
Batubara	195.000,00	Batubara	195.000,00
Total	195.000,00	Total	195.000,00
Total masuk	195.000,00	Total keluar	195.000,00

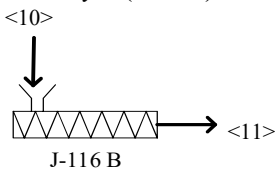
8. Bin Pulverized Coal (F-117)



Tabel A.8 Neraca massa *bin pulverized coal* (F-117)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <9>		aliran <10>	
Batubara	195.000,00	Batubara	195.000,00
Total	195.000,00	Total	195.000,00
Total masuk	195.000,00	Total keluar	195.000,00

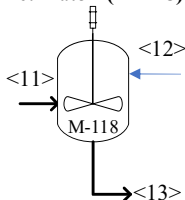
9. Screw Conveyor (J-116 B)



Tabel A.9 Neraca massa *screw conveyor* (J-116 B)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <10>		aliran <11>	
Batubara	195.000,00	Batubara	195.000,00
Total	195.000,00	Total	195.000,00
Total masuk	195.000,00	Total keluar	195.000,00

10. Mixer (M-118)



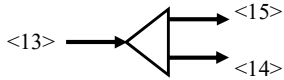
Asumsi:

- Batu bara dan H₂O tercampur semua
- Rasio pencampuran batu bara dengan H₂O 7 : 3

Tabel A.10 Neraca massa *Mixer* (M-118)

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <11>		aliran <13>	
Batubara	195.000,00	Batubara	195.000,00
		H ₂ O	83.571,43
Total	195.000,00	Total	278.571,43
aliran <12>			
H ₂ O	83.571,43		
Total	83.571,43		
Total masuk	278.571,43	Total keluar	278.571,43

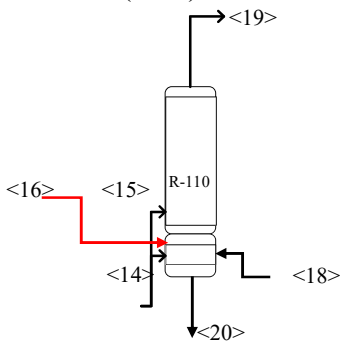
11. Split point



Tabel A.11 Neraca massa *Split Point*

Aliran masuk		Aliran keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <13>		aliran <14>	
Batubara	195.000,00	Batubara	165.750,00
H ₂ O	83.571,43	H ₂ O	71.035,71
Total	278.571,43	Total	236.785,71
		aliran <15>	
		Batubara	29.250,00
		H ₂ O	12.535,71
		Total	41.785,71
Total masuk	278.571,43	Total keluar	278.571,43

12. Gasifier (R-110)



Jenis batubara yang digunakan adalah batubara jenis Melawan dari PT Kaltim Prima Coal.

Tabel A.12 Analisa batubara jenis Melawan PT Kaltim Prima Coal

Parameter	Jumlah
TM (%ar)	23,5
<i>Proximate analysis (%adb)</i>	
Moisture	18,0
Ash	3,0
<i>Ultimate analysis (%daf)</i>	
C	75,6
H	5,4
N	1,45
S	0,25
O	17,3

Tabel A.13 Konversi basis analisa batubara jenis Melawan PT Kaltim Prima Coal

Parameter	%ar	%adb	%db	%daf
TM	23,50	-	-	-
IM	-	18,00	-	-
Ash	2,80	3,00	3,66	-
C	55,72	59,72	72,83	75,60
H	3,98	4,27	5,20	5,40
N	1,07	1,15	1,40	1,45
S	0,18	0,20	0,24	0,25
O	12,75	13,67	16,67	17,30
Total	100	100	100	100

Tabel A.14 Komponen penyusun batubara (fraksi adb)

Komponen	Fraksi Massa
C	0,60
H	0,04
O	0,14
S	0,00
N	0,01
H ₂ O	0,18
Ash	0,03
Total	1,00

Rumus senyawa kimia untuk batubara diperoleh dengan menghitung jumlah %mol masing-masing unsur pada Tabel A.14 dengan basis massa batubara sebesar 100 kg dan asumsi ash sebagai komponen inert menggunakan persamaan (1). Selanjutnya massa tiap komponen akan dikonversi menjadi mol komponen melalui persamaan (2). Setelah diperoleh mol tiap komponen, selanjutnya dihitung jumlah mol semua komponen dan dihitung %mol tiap komponen menggunakan persamaan (3). Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel A.15.

Ash analysis	Fraksi	BM	% × BM	BM ash
SiO ₂	36,0%	60,08	21,63	81,752
Al ₂ O ₃	13,9%	101,96	14,17	
Fe ₂ O ₃	14,8%	159,69	23,63	
CaO	12,7%	56,08	7,12	
MgO	8,6%	40,30	3,47	
TiO ₂	0,8%	79,87	0,64	
Na ₂ O	0,7%	61,98	0,43	
K ₂ O	1,7%	94,20	1,60	
P ₂ O ₅	0,2%	283,89	0,57	
SO ₃	10,6%	80,07	8,49	

(KPC, 2008)

Tabel A.15 Nilai %Mol Komponen Penyusun Batubara

Komponen	Massa	BM	Mol	%Mol
C	59,72	12,000	4,977	44,35
H	4,27	1,000	4,266	38,02

O	13,67	16,000	0,854	7,61
S	0,20	32,000	0,006	0,05
N	1,15	14,000	0,082	0,73
H ₂ O	18,00	18,000	1,000	8,91
Ash	3,00	81,752	0,037	0,33
Total			11,222	100,000

Massa komponen = % massa komponen x massa batubara (1)

$$\text{Mol} = \frac{\text{Massa}}{\text{BM}} \quad (2)$$

$$\% \text{Mol} = \frac{\text{Mol}}{\text{Mol total}} \times 100\% \quad (3)$$

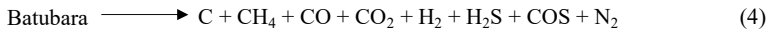
Maka, rumus empiris dari batubara jenis Melawan PT Kaltim Prima Coal:

Coal = C_{44,35}H_{38,02}O_{7,61}N_{0,73}S_{0,05}.8,91H₂O.0,33Ash

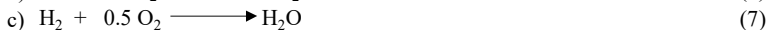
BM = 891,117 **kg/kgmol**

Jenis-jenis reaksi yang terjadi pada *Gasifier* dibagi menjadi tiga zona, yaitu:

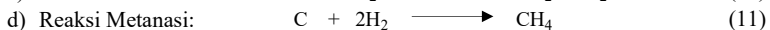
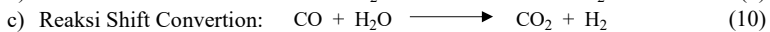
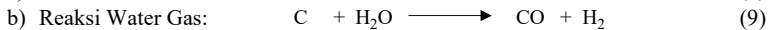
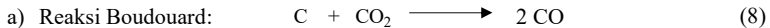
1. Zona Devolatilisasi



2. Zona Pembakaran



3. Zona Gasifikasi



(Higman dan Burgt, 2008)

Zona Devolatilisasi

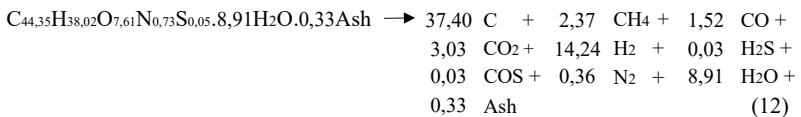
Asumsi: 1. S terkonversi menjadi 50% COS dan 50% H₂S

2. 20% dari O terkonversi menjadi CO

3. 75% dari H yang sudah terkonversi ke H₂S akan terkonversi menjadi H₂

4. Untuk komponen lainnya disesuaikan dengan perhitungan stoikiometri

Reaksi 4



Tabel A.16 Komposisi Gas Keluaran Zona Devolatilisasi (Stage Pertama)

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Batubara	1,0000	186,003	165.750,00			

C				0,5482	6.956,039	83.472,47
CH ₄				0,0348	441,292	7.060,67
CO				0,0223	283,163	7.928,57
CO ₂				0,0444	563,769	24.805,83
H ₂				0,2087	2.647,749	5.295,50
H ₂ S				0,0004	5,115	173,91
COS				0,0004	5,115	306,90
N ₂				0,0053	67,810	1.898,67
H ₂ O				0,1306	1.657,500	29.835,00
Ash				0,0048	60,824	4.972,50
Total	1,0000	186,003	165.750,00	1,0000	12.688,375	165.750,00

Tabel A.17 Komposisi Gas Keluaran Zona Devolatilisasi (Stage Kedua)

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
Batubara	1,0000	32,824	29.250,00			
C				0,5482	1.227,536	14.730,44
CH ₄				0,0348	77,875	1.246,00
CO				0,0223	49,970	1.399,16
CO ₂				0,0444	99,489	4.377,50
H ₂				0,2087	467,250	934,50
H ₂ S				0,0004	0,903	30,69
COS				0,0004	0,903	54,16
N ₂				0,0053	11,966	335,06
H ₂ O				0,1306	292,500	5.265,00
Ash				0,0048	10,734	877,50
Total	1,0000	32,824	29.250,00	1,0000	2.239,125	29.250,00

Zona Pembakaran

Perhitungan Konstanta Keseimbangan Reaksi di Zona Pembakaran

Reaksi di zona ini merupakan reaksi kesetimbangan sehingga perlu dihitung konstanta kesetimbangan untuk memperoleh konversi maksimum.

$$K = \exp\left(\frac{-\Delta G^{\circ}}{RT}\right) \quad (13.11 \text{ a})$$

$$\frac{\Delta G^{\circ}}{RT} = \frac{\Delta G_0^{\circ} - \Delta H_0^{\circ}}{RT_0} + \frac{\Delta H_0^{\circ}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta Cp^{\circ}}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta Cp^{\circ}}{R} \frac{dT}{T} \quad (13.18)$$

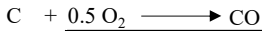
$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad (13.19)$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^{\circ}}{R} dT = (\Delta A) T_0 (\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2 (\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3 (\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \quad (4.7)$$

(Smith dkk., 2018)

Reaksi 5



	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	$\Delta H_f^{\circ}{}_{298}$	$\Delta G_f^{\circ}{}_{298}$
C	1,771	0,771		-0,867		
O ₂	3,639	0,506		-0,227		
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
Δ	-0,2145	-0,467		0,9495	-110525	-137169

Temperatur Operasi Gasifier = 965 °C

Data : T = 965 °C = 1238,15 K

T₀ = 25 °C = 298,15 K

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,153$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ}/R)(dT/T) = -0,241282$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ}/R) dT = -297,056$$

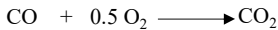
$$R = 8,314$$

$$\Delta G^{\circ}/RT = -21,4842$$

$$\ln K = 21,4842$$

$$K = 2.140.193.925,1$$

Reaksi 6



	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	$\Delta H_f^{\circ}{}_{298}$	$\Delta G_f^{\circ}{}_{298}$
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
O ₂	3,639	0,506		-0,227		
CO ₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
Δ	0,2615	0,235		-1,0125	-282984	-257190

Temperatur Operasi Gasifier = 965 °C

Data : T = 965 °C = 1238,15 K

T₀ = 25 °C = 298,15 K

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,153$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ}/R)(dT/T) = 0,05674$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ}/R) dT = 157,675$$

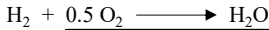
$$R = 8,314$$

$$\Delta G^{\circ}/RT = -17,0139$$

$$\ln K = 17,0139$$

$$K = 24.492.412,8$$

Reaksi 7



	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	ΔH _f ⁰ ₂₉₈	ΔG _f ⁰ ₂₉₈
H ₂	3,249	0,422		0,083		
O ₂	3,639	0,506		-0,227		
H ₂ O	3,470	1,450		0,121	-241818	-228572
Δ	-1,5985	0,775		0,1515	-241818	-228572

Temperatur Operasi Gasifier = 965 °C

Data : T = 965 °C = 1238,15 K P = 30 bar

T₀ = 25 °C = 298,15 K P₀ = 1 bar

$$\tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

$$= 5,93$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^0 / R) (dT / T) = -1,62344$$

$$\int (\Delta C_p^0 / R) dT = -1130,53$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^0 / RT = -17,4372$$

$$\ln K = 17,4372$$

$$K = 37.399.987,77$$

Kebutuhan O₂ teoritis diperoleh dari reaksi (5), (6), (7) = 0,5 mol C +

0,5 mol CO + 0,5 mol H₂

Kebutuhan O₂ teoritis diperoleh dari ketiga reaksi = 3954,78 kgmol

O₂ teoritis = 3954,78 kgmol

% excess = $\frac{\text{O}_2 \text{ masuk} - \text{O}_2 \text{ teoritis}}{\text{O}_2 \text{ teoritis}} \times 100\%$ (digunakan 10% excess O₂) (Engineering ToolBox, 2003)

O₂ masuk = 4.350,26 kgmol = 139.208,3 kg

dengan komposisi udara menggunakan persentase 79% N₂ dan 21% O₂ sehingga udara masuk yang dibutuhkan untuk dipisahkan O₂-nya dapat dihitung dengan:

$$\text{Udara masuk} = \frac{100\%}{\% \text{O}_2} \times \text{O}_2 \text{ masuk} = \frac{100\%}{21\%} \times 139.208,3 \text{ kg}$$

Udara masuk = 662.896,6 kg

Untuk zona pembakaran dipenuhi berdasarkan kebutuhan O₂ masuk.

Reaksi	K
5	2.140.193.925,09
6	24.492.412,82
7	37.399.987,77

$$K_5 \cdot \frac{P}{P^0}^{-0.5} = \frac{y_{CO}}{y_{O_2}^{0.5}} ; K_6 \cdot \frac{P}{P^0}^{-0.5} = \frac{y_{CO_2}}{y_{CO} \cdot y_{O_2}^{0.5}} ; K_7 \cdot \frac{P}{P^0}^{-0.5} = \frac{y_{H_2O}}{y_{H_2} \cdot y_{O_2}^{0.5}}$$

Komposisi gas keluar dari zona pembakaran dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$y_i = \frac{n_{i0} + \sum_j v_{i,j} \epsilon_j}{n_0 + \sum_j v_j \epsilon_j} \quad 13,7$$

(Smith dkk., 2018)

I=	C	O ₂	CO	CO ₂	H ₂	H ₂ O	
j							v _j
5	-1	-0,5	1	0	0	0	-0,5
6	0	-0,5	-1	1	0	0	-0,5
7	0	-0,5	0	0	-1	1	-0,5

$$y_{CO} = \frac{283,16 + \varepsilon_5 - \varepsilon_6}{13.968,20 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}$$

$$y_{CO_2} = \frac{563,77 + \varepsilon_6}{13.968,20 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}$$

$$y_{O_2} = \frac{3.954,78 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}{13.968,20 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}$$

$$y_{H_2} = \frac{2.647,75 - \varepsilon_7}{13.968,20 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}$$

$$y_{H_2O} = \frac{5.603,9 + \varepsilon_7}{10.021,77 - 0,5 \varepsilon_5 - 0,5 \varepsilon_6 - 0,5 \varepsilon_7}$$

Nilai K yang didapatkan terlalu besar sehingga menjadikan nilai pada pembagi di masing-masing persamaan mendekati 0 dimana fraksi mol O₂ saat equilibrium campuran sangat kecil. Maka, perlu menghitung persamaan dengan menghilangkan oksigen dari persamaan reaksi. Persamaan (5) direaksikan dengan persamaan (6) lalu direaksikan pula dengan persamaan (7). Didapatkan persamaan (13) dan (14):



i	C	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	
j						v _j
13	-1	-1	2			1
14	-1		1	-1	1	1

$$K_{13} = \frac{y_{CO}^2}{y_{CO_2}} \left(\frac{P}{P^o} \right) \quad K_{14} = \frac{y_{H_2} y_{CO}}{y_{H_2O}} \left(\frac{P}{P^o} \right)$$

$$y_{H_2} = \frac{2.647,75 + 1 \varepsilon_{14}}{13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14}}$$

$$y_{CO_2} = \frac{4.518,55 - 1 \varepsilon_{13}}{13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14}}$$

$$y_{CO} = \frac{283,16 + 2 \varepsilon_{13} + 1 \varepsilon_{14}}{13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14}}$$

$$y_{H_2O} = \frac{5.603,93 - 1 \varepsilon_{14}}{13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14}}$$

$$K_{13} = \frac{(283,16 + 2 \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14})^2}{(13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14})(4.518,55 - \varepsilon_{13})} \left(\frac{P}{P_0} \right)$$

$$K_{14} = \frac{(2.647,75 + \varepsilon_{14})(283,16 + 2 \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14})}{(13.968,20 + \varepsilon_{13} + \varepsilon_{14})(5.603,93 - \varepsilon_{14})} \left(\frac{P}{P_0} \right)$$

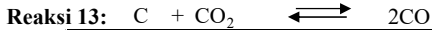
Dengan menggunakan persamaan 4.7, 13.18, dan 13.19 didapatkan ΔG_i^0 :

Kondisi operasi:

$$T = 965 \quad ^\circ\text{C} = 1238,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25 \quad ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$



	A	10^3 B	10^6 C	10^{-3} D	$\Delta H_f^0_{298}$	$\Delta G_f^0_{298}$
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
CO₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
C	1,771	0,771		-0,867		
Δ	-0,476	-0,702		1,962	172459	120021

$$\Delta G_{965}^0 = - 46.017,055$$

$$\ln K_{13} = 4,470$$

$$K_{13} = 87,38$$



	A	10^3 B	10^6 C	10^{-3} D	$\Delta H_f^0_{298}$	$\Delta G_f^0_{298}$
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
H₂O	3,470	1,450		0,121	-241818	-228572
H₂	3,249	0,422		0,083		
C	1,771	0,771		-0,867		
Δ	1,384	-1,242		0,798	131293	91403

$$\Delta G_{965}^0 = - 41.930,520$$

$$\ln K_{14} = 4,073$$

$$K_{14} = 58,75$$

Dengan menggunakan metode *solver* dari Excel didapatkan hasil:

$$\varepsilon_{13} = 2869,213$$

$$\varepsilon_{14} = 3978,456$$

sehingga didapatkan komposisi kesetimbangan untuk masing-masing komponen:

	y
CO ₂	0,07923
CO	0,48040
H ₂ O	0,07809
H ₂	0,31832
CH ₄	0,03159
H ₂ S	0,00037
COS	0,00037
N ₂	0,00485

Tabel A.18 Komposisi Gas Keluaran Zona Pembakaran

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
C	0,3315	6.956,04	83.472,5	0,0056	108,37	1.300,4
O ₂	0,2073	4.350,26	139.208,3	0,0000	-	-
H ₂	0,1262	2.647,75	5.295,5	0,3425	6.626,21	13.252,4
CO ₂	0,0269	563,77	24.805,8	0,0853	1.649,34	72.570,8
CO	0,0135	283,16	7.928,6	0,4526	8.757,12	245.199,2
H ₂ S	0,0002	5,11	173,9	0,0003	5,11	173,9
CH ₄	0,0210	441,29	7.060,7	0,0228	441,29	7.060,7
COS	0,0002	5,11	306,9	0,0003	5,11	306,9
N ₂	0,0032	67,81	1.898,7	0,0035	67,81	1.898,7
H ₂ O	0,2670	5.603,93	100.870,7	0,0840	1.625,47	29.258,5
Ash	0,0029	60,82	4.972,5	0,0031	60,82	4.972,5
Total	1,0000	20.985,06	375.994,0	1,0000	19.346,65	375.994,0

Zona Gasifikasi (Stage Kedua)

Perhitungan Konstanta Kesetimbangan Reaksi di Zona Gasifikasi

Reaksi di zona ini merupakan reaksi kesetimbangan sehingga perlu dihitung konstanta kesetimbangan untuk memperoleh konversi maksimum.

$$K = \exp\left(\frac{-\Delta G^\circ}{RT}\right) \tag{13.11 a}$$

$$\frac{\Delta G^\circ}{RT} = \frac{\Delta G^\circ_0 - \Delta H^\circ_0}{RT_0} + \frac{\Delta H^\circ_0}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT - \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} \tag{13.18}$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_0 + \left(\Delta C T_0^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \tag{13.19}$$

dimana $\tau \equiv \frac{T}{T_0}$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p^\circ}{R} dT = (\Delta A)T_0(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_0^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_0^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_0} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \tag{4.7}$$

(Smith dkk., 2018)

Reaksi 8



	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁹ D	ΔH ⁰ _{f298}	ΔG ⁰ _{f298}
C	1,771	0,771		-0,867		
CO ₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
Δ	-0,476	-0,702		1,962	172459	120021

Temperatur Operasi Gasifier = 962,5 °C

Data : T = 962,5 °C = 1235,65 K

T₀ = 25 °C = 298,15 K

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,144$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R)(dT / T) = -0,29556$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -451,691$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^\circ / RT = -4,43713$$

$$\ln K = 4,43713$$

$$K = 84,5322$$

Reaksi 9



	A	10 ³ B	10 ⁰ C	10 ⁻⁵ D	ΔH°_{f298}	ΔG°_{f298}
C	1,771	0,771		-0,867		
H ₂ O	3,470	1,450		0,121	-241818	-228572
H ₂	3,249	0,422		0,083		
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
Δ	1,384	-1,242		0,798	131293	91403

Temperatur Operasi Gasifier = 962,5 °C

Data : T = 962,5 °C = 1235,65 K

T₀ = 25 °C = 298,15 K

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,144$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R)(dT / T) = 1,22605$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = 607,61$$

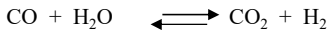
$$R = 8,314$$

$$\Delta G^\circ / RT = -4,04651$$

$$\ln K = 4,04651$$

$$K = 57,1974$$

Reaksi 10



	A	10 ³ B	10 ⁰ C	10 ⁻⁵ D	ΔH°_{f298}	ΔG°_{f298}
H ₂ O	3,470	1,450		0,121	-241818	-228572
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
H ₂	3,249	0,422		0,083		
CO ₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
Δ	1,86	-0,54		-1,164	-41166	-28618

Temperatur Operasi Gasifier = 962,5 °C

Data : T = 962,5 °C = 1235,65 K

T₀ = 25 °C = 298,15 K

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,144$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R)(dT / T) = 1,52162$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = 1059,3$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^\circ / RT = 0,39063$$

$$\ln K = -0,39063$$

$$K = 0,67663$$

Reaksi 11



	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	ΔH_{f298}°	ΔG_{f298}°
C	1,771	0,771		-0,867		
H ₂	3,249	0,422		0,083		
CH ₄	1,702	9,081	-2,164		-74520	-50460
Δ	-6,567	7,466	-2,164	0,701	-74520	-50460

Temperatur Operasi Gasifier = 962,5 °C

Data : T = 962,5 °C = 1235,65 K P = 30 bar

T₀ = 25 °C = 298,15 K P₀ = 1 bar

$$\tau \equiv \frac{T}{T_o}$$

$$= 4,144$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^\circ / R)(dT / T) = -3,52181$$

$$\int (\Delta C_p^\circ / R) dT = -1952,13$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^\circ / RT = 4,39437$$

$$\ln K = -4,39437$$

$$K = 0,01235$$

i	C	CO ₂	CO	H ₂ O	H ₂	CH ₄	
j							v _j
8	-1	-1	2				1
9	-1		1	-1	1		1
10		1	-1	-1	1		0
11	-1				-2	1	-1

$$K_8 = \frac{y_{CO}^2 (P)}{y_{CO_2} (P^0)} ; \quad K_9 = \frac{y_{CO} \cdot y_{H_2} (P)}{y_{H_2O} (P^0)}$$

$$K_{11} = \frac{y_{CH_4} (P)}{y_{H_2}^2 (P^0)^{-1}} ; \quad K_{10} = \frac{y_{CO_2} \cdot y_{H_2}}{y_{CO} \cdot y_{H_2O}}$$

$$y_{CO} = \frac{8.807,09 + 2 \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{10}}{20.178,32 + \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{11}}$$

$$y_{CO_2} = \frac{1.748,82 - \varepsilon_8 + \varepsilon_{10}}{20.178,32 + \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{11}}$$

$$y_{H_2} = \frac{7.093,46 + \varepsilon_9 + \varepsilon_{10} - 2 \varepsilon_{11}}{20.178,32 + \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{11}}$$

$$y_{H_2O} = \frac{2.614,40 - \varepsilon_9 - \varepsilon_{10}}{20.178,32 + \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{11}}$$

$$y_{CH_4} = \frac{519,17 + \varepsilon_{11}}{20.178,32 + \varepsilon_8 + \varepsilon_9 - \varepsilon_{11}}$$

Dengan menggunakan metode *solver* dari Excel didapatkan hasil:

$$\begin{aligned} \varepsilon_8 &= \mathbf{716,138} \\ \varepsilon_9 &= \mathbf{213,586} \\ \varepsilon_{10} &= \mathbf{622,836} \\ \varepsilon_{11} &= \mathbf{393,254} \end{aligned}$$

Tabel A.19 Komposisi Gas Keluar Zona Gasifikasi

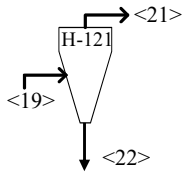
Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
C	0,0601	1.335,906	16.030,87	0,0006	12,928	155,13
O ₂	-	-	-	-	-	-
CO	0,3965	8.807,085	246.598,38	0,4588	9.830,111	275.243,11
CO ₂	0,0787	1.748,825	76.948,29	0,0773	1.655,523	72.843,02
H ₂	0,3194	7.093,456	14.186,91	0,3334	7.143,371	14.286,74
H ₂ S	0,0003	6,018	204,60	0,0003	6,018	204,60
CH ₄	0,0234	519,167	8.306,66	0,0426	912,420	14.598,72
COS	0,0003	6,018	361,05	0,0003	6,018	361,05
N ₂	0,0036	79,776	2.233,73	0,0037	79,776	2.233,73
H ₂ O	0,1177	2.614,401	47.059,22	0,0830	1.777,978	32.003,61
Ash	0,0032	71,558	5.850,00	0,0033	71,558	5.850,00
Total	1,0000	22.210,650	417.779,71	1,0000	21.424,142	417.779,71

Tabel A.20 Neraca Massa Gasifier

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <14>		aliran <19>	
Batubara	165.750,00	CO	275.243,11
H ₂ O	71.035,71	CO ₂	72.843,02
Total	236.785,71	H ₂	14.286,74

aliran <15>		H ₂ S	204,60
Batubara	29.250,00	CH ₄	14.598,72
H ₂ O	12.535,71	COS	361,05
Total	41.785,71	N ₂	2.233,73
aliran <16>		H ₂ O	62.595,59
H ₂ O	30.591,98	Ash	5.850,00
Total	30.591,98	Total	448.216,555
aliran <18>		aliran <20>	
O ₂	139.208,28	C	155,13
Total	139.208,28	Total	155,13
Total Masuk	448.371,69	Total Keluar	448.371,69

13. Cyclone (H-121)



Asumsi:

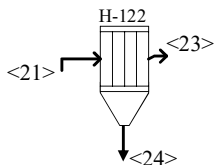
Efisiensi pemisahan alat *cyclone* 95%
dari massa padatan yang masuk dan ingin
dipisahkan pada *cyclone*

(Sawyer, 1974)

Tabel A.21 Neraca massa *cyclone* (H-121)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <19>		aliran <21>	
CO	275.243,11	CO	275.243,11
CO ₂	72.843,02	CO ₂	72.843,02
H ₂	14.286,74	H ₂	14.286,74
H ₂ S	204,60	H ₂ S	204,60
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	361,05
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	62.595,59	H ₂ O	62.595,59
Ash	5.850,00	Ash	292,50
		Total	442.659,06
		aliran <22>	
		Ash	5.557,50
Total	448.216,56	Total	5.557,50
Total Masuk	448.216,56	Total Keluar	448.216,56

14. Electrostatic Precipitator (H-122)



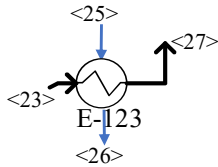
- Efisiensi alat berdasarkan *patent* = 99,875%

(Chang, 1979)

Tabel A.22 Neraca massa *electrostatic precipitator* (H-122)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <21>		aliran <23>	
CO	275.243,11	CO	275.243,11
CO ₂	72.843,02	CO ₂	72.843,02
H ₂	14.286,74	H ₂	14.286,74
H ₂ S	204,60	H ₂ S	204,60
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	361,05
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	62.595,59	H ₂ O	62.595,59
Ash	292,50	Ash	0,37
		Total	442.366,92
		aliran <24>	
		Ash	292,13
Total	442.659,06	Total	292,13
Total Masuk	442.659,06	Total Keluar	442.659,06

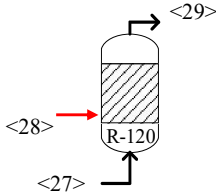
15. Syngas Cooler I (E-123)



Tabel A.23 Neraca massa *syngas cooler* I (E-123)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <23>		aliran <27>	
CO	275.243,11	CO	275.243,11
CO ₂	72.843,02	CO ₂	72.843,02
H ₂	14.286,74	H ₂	14.286,74
H ₂ S	204,60	H ₂ S	204,60
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	361,05
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	62.595,59	H ₂ O	62.595,59
Ash	0,37	Ash	0,37
Total	442.366,92	Total	442.366,92
aliran <25>		aliran <26>	
H ₂ O	2.016.091,20	H ₂ O	2.016.091,20
Total	2.016.091,20	Total	2.016.091,20
Total Masuk	2.458.458,12	Total Keluar	2.458.458,12

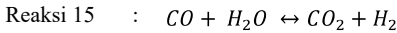
16. Water Gas Shift Reactor (R-120)



Katalis: $\text{Co}_2\text{Mo}_{10}/\text{Al}_2\text{O}_3$ Sulfur toleran

Raw Syngas yang telah dihilangkan kandungan *ash*-nya kemudian masuk kedalam reaktor Water Gas Shift (WGS) untuk mengubah gas CO menjadi H_2 sehingga hasil keluar dari reaktor akan kaya dengan gas hidrogen. Gas hidrogen ini yang nanti digunakan dalam proses metanasi. Pada reaktor WGS terjadi reaksi kesetimbangan.

Persamaan reaksi di reaktor WGS dapat dituliskan pada reaksi 9.



Nilai konversi pada reaksi diatas dapat dicari dengan persamaan:

$$\Delta A = A_{\text{produk}} - A_{\text{reaktan}} \quad (\text{A.1})$$

$$\Delta B = B_{\text{produk}} - B_{\text{reaktan}} \quad (\text{A.2})$$

$$\Delta C = C_{\text{produk}} - C_{\text{reaktan}} \quad (\text{A.3})$$

$$\Delta D = D_{\text{produk}} - D_{\text{reaktan}} \quad (\text{A.4})$$

$$\tau = \frac{T}{T_o} \quad (\text{A.5})$$

$$\text{IDCPH} = \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT = \Delta A T_o (\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_o^2 (\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_o^3 (\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_o} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \quad (\text{A.6})$$

$$\text{IDCPS} = \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_o + \left(\Delta C T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_o^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad (\text{A.7})$$

$$\frac{\Delta G^o}{RT} = \frac{\Delta G_{f\ 298} - \Delta H_{f\ 298}}{RT_o} + \frac{\Delta H_{f\ 298}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT - \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} \quad (\text{A.8})$$

$$K_{eq} = e^{-\frac{\Delta G^o}{RT}} \quad (\text{A.9})$$

$$v = \sum v_{\text{produk}} - \sum v_{\text{reaktan}} \quad (\text{A.10})$$

$$y_i = \frac{n_{oi} + \varepsilon v_i}{n_o + \varepsilon v} \quad (\text{A.11})$$

$$\prod (y_i \phi_i)^{v_i} = K_{eq} \left(\frac{P}{P_o} \right)^{-v} \quad (\text{A.12})$$

$$T_{ri} = \frac{T}{T_{ci}} \quad (\text{A.13})$$

$$P_{ri} = \frac{P}{P_{ci}} \quad (\text{A.14})$$

$$\phi_i = \exp \left(\frac{P_{ri}}{T_{ri}} (B^0 + \omega B^1) \right) \quad (\text{A.15})$$

$$B_i^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_{ri}^{1.6}} \quad (\text{A.16})$$

$$B_i^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_{ri}^{4,2}} \quad (\text{A.17})$$

Menurut Smith dkk. (2018), didapatkan properti untuk CO, H₂O, CO₂, dan H₂ dari Appendix B dan C dibawah ini.

	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D	ΔH _{f298} ^o	ΔG _{f298} ^o
CO	3,376	0,557		-0,031	-110525	-137169
H ₂ O	3,470	1,450		0,121	-241818	-228572
H ₂	3,249	0,422		0,083		
CO ₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
Δ	1,860	-0,540		-1,164	-41166	-28618

Data :

$$P = 27,64 \text{ bar}$$

$$T = 355 \text{ }^{\circ}\text{C} = 628,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 2,107$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) (dT / T) = 0,70062$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) dT = 326,165$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^{\circ} / RT = -3,00181$$

$$\ln K = 3,00181$$

$$K = 20,122$$

Menghitung nilai fugasitas dari masing-masing komponen. Karena nilai fugasitas bergantung pada komposisi masing-masing zat maka hal tersebut akan mempersulit perhitungan nilai fugasitas. Oleh karena itu, nilai fugasitas masing-masing komponen dihitung pada saat kondisi dari masing-masing komponen murni. Perhitungan fugasitas dapat menggunakan persamaan (A.13) sampai dengan (A.17). Hasil perhitungan dapat dilihat dibawah ini.

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	Tr	P _r	ω	B ₀	B ₁	φ _i
CO	132,9	34,99	4,73	0,79	0,048	0,048	0,139	1,009
H ₂ O	647,1	220,6	0,97	0,13	0,345	-0,360	-0,056	0,952
H ₂	33,19	13,13	18,93	2,11	-0,216	0,079	0,139	1,005
CO ₂	304,2	73,83	2,06	0,37	0,224	-0,049	0,131	0,996

Pada persamaan reaksi 15 dapat dilihat nilai $v_{CO} = -1$, $v_{H_2O} = -1$, $v_{CO_2} = 1$, $v_{H_2} = 1$ Sehingga didapatkan nilai $v = 0$. Jumlah steam yang masuk kedalam reaktor adalah sebesar 3240 kmol/h. Perhitungan jumlah Zat yang bereaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (A.10) sampai dengan (A.12).

$$y_{CO} = \frac{9,830,11 - \varepsilon}{26,350,77} \quad (\text{A.18})$$

$$y_{CO_2} = \frac{1,655,52 + \varepsilon}{26,350,77} \quad (\text{A.19})$$

$$y_{H_2} = \frac{7.143,37 + \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.20})$$

$$y_{H_2O} = \frac{6.717,53 - \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.21})$$

nilai ε didapatkan dengan substitusi nilai ϕ , v , persamaan (A.18) sampai dengan (A.21) ke persamaan (A.12) sehingga didapatkan persamaan seperti dibawah ini.

$$\frac{y_{CO_2} \phi_{CO_2} y_{H_2} \phi_{H_2}}{y_{H_2O} \phi_{H_2O} y_{CO} \phi_{CO}} = K_{eq} \left(\frac{P}{P^o} \right)^{-0}$$

$$\frac{y_{CO_2} y_{H_2}}{y_{H_2O} y_{CO}} = K_{eq} \frac{\phi_{H_2O} \phi_{CO}}{\phi_{CO_2} \phi_{H_2}}$$

dari persamaan diatas didapatkan nilai ε sebesar 5590,144 kmol/h sehingga persamaan reaksi dapat ditulis seperti berikut.

	CO	+	H ₂ O	→	CO ₂	+	H ₂
M	9830,11		6717,53		1655,52		7143,37
R	5590,1438		5590,1438		5590,1438		5590,1438
S	4239,97		1127,39		7245,67		12733,51

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 56,8676 %

Diharapkan perbandingan mol H₂ keluar dan mol CO keluar reaktor WGS kurang lebih 3:1 sehingga perlu di cek perbandingan mol CO dan H₂ yang keluar.

$$\frac{\text{Mol H}_2 \text{ Keluar Reaktor}}{\text{Mol CO Keluar Reaktor}} \approx 3$$

$$\frac{12733,51}{4239,97} = 3,00$$

Hasil perbandingan antara mol H₂ keluar reaktor dan mol CO keluar reaktor sesuai.

Komponen	y
CO ₂	0,27
CO	0,16
H ₂ O	0,04
H ₂	0,48
CH ₄	0,03463
H ₂ S	0,00023
COS	0,00023
N ₂	0,00303

Tabel A.24 Komposisi gas keluar *water gas shift reactor*

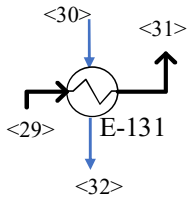
Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,3730	9.830,11	275.243,1	0,1609	4.239,97	118.719,1
CO ₂	0,0628	1.655,52	72.843,0	0,2750	7.245,67	318.809,3
H ₂	0,2711	7.143,37	14.286,7	0,4832	12.733,51	25.467,0
H ₂ S	0,0002	6,02	204,6	0,0002	6,02	204,6

CH ₄	0,0346	912,42	14.598,7	0,0346	912,42	14.598,7
COS	0,0002	6,02	361,1	0,0002	6,02	361,1
N ₂	0,0030	79,78	2.233,7	0,0030	79,78	2.233,7
H ₂ O	0,2549	6.717,53	120.915,6	0,0428	1.127,39	20.293,0
Total	1,0000	26.350,77	500.686,6	1,0000	26.350,77	500.686,6

Tabel A.25 Neraca massa *water gas shift reactor* (R-120)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <27>		aliran <29>	
CO	275.243,11	CO	118.719,08
CO ₂	72.843,02	CO ₂	318.809,35
H ₂	14.286,74	H ₂	25.467,03
H ₂ S	204,60	H ₂ S	204,60
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	361,05
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	62.595,59	H ₂ O	20.293,00
<i>Ash</i>	0,37	<i>Ash</i>	0,37
Total	442.366,92	Total	500.686,92
aliran <28>			
H ₂ O	58.320,00		
Total	58.320,00		
Total Masuk	500.686,92	Total Keluar	500.686,92

17. Water Gas Shift Cooler (E-131)

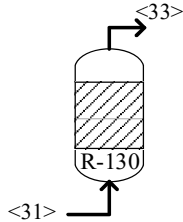


Tabel A.26 Neraca massa *water gas shift cooler* (E-131)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <29>		aliran <31>	
CO	118.719,08	CO	118.719,08
CO ₂	318.809,35	CO ₂	318.809,35
H ₂	25.467,03	H ₂	25.467,03
H ₂ S	204,60	H ₂ S	204,60
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	361,05
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73

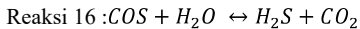
H ₂ O	20.293,00	H ₂ O	20.293,00
Ash	0,37	Ash	0,37
Total	500.686,92	Total	500.686,92
aliran <30>		aliran <32>	
H ₂ O	873.152,25	H ₂ O	873.152,25
Total	873.152,25	Total	873.152,25
Total Masuk	1.373.839,17	Total Keluar	1.373.839,17

18. COS Hydrolizer (R-130)



Katalis: Alumina aktif

Raw Syngas yang keluar dari WGS reaktor akan didinginkan terlebih dahulu karena proses hidrolisa COS menjadi H₂S lebih baik pada suhu rendah sehingga konversi COS menjadi tinggi. Kondisi operasi reaktor COS 100,4 °C dan tekanan 27,61 bar. Pada reaktor COS terjadi reaksi sebagai berikut ini.



Nilai konversi pada reaksi 10 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan termodinamika. Properties yang dibutuhkan dapat dilihat dibawah ini.

	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁹ D	ΔH°_{f298}	ΔG°_{f298}
COS	20,913	92,79	-97,014	0	-139000	-161220
H₂O	3,47	1,45		0,121	-241818	-228572
H₂S	3,931	1,49		-0,232	-20630	-33560
CO₂	5,457	1,045		-1,157	-393509	-394359
Δ	-14,995	-91,705	97,014	-1,51	-33321	-38127

Data :

$$P = 27,39 \text{ bar}$$

$$T = 180 \text{ }^{\circ}\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 1,52$$

Perhitungan K :

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) (dT / T) = -10,7272$$

$$\int (\Delta C_p^{\circ} / R) dT = -5754,3$$

$$R = 8,314$$

$$\Delta G^{\circ} / RT = -15,3053$$

$$\ln K = 15,3053$$

$$K = 4.436.367$$

Menghitung nilai fugasitas dari masing-masing komponen. Karena nilai fugasitas bergantung pada komposisi masing-masing zat maka hal tersebut akan mempersulit perhitungan nilai fugasitas. Oleh karena itu, nilai fugasitas masing-masing komponen dihitung pada saat kondisi dari masing-masing komponen murni. Perhitungan fugasitas dapat menggunakan persamaan (A.13) sampai dengan (A.17). Hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Komponen	T _c (K)	P _c (bar)	Tr	P _r	ω	B ₀	B ₁	φ _i
COS	378,8	63,49	1,196	0,431	0,097	-0,23	0,058	0,921
H ₂ O	647,1	220,6	0,7	0,124	0,345	-0,66	-0,63	0,855
H ₂ S	373,5	89,63	1,213	0,306	0,094	-0,23	0,063	0,946
CO ₂	304,2	73,83	1,49	0,371	0,224	-0,14	0,107	0,971

Pada persamaan reaksi 16 dapat dilihat bahwa nilai $v_{\text{COS}} = -1$, $v_{\text{H}_2\text{O}} = -1$, $v_{\text{CO}_2} = 1$, dan $v_{\text{H}_2\text{S}} = 1$ sehingga di dapatkan nilai $v = 0$. Perhitungan jumlah zat yang bereaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (A.10) sampai dengan (A.12).

$$y_{\text{COS}} = \frac{6,02 - \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.22})$$

$$y_{\text{CO}_2} = \frac{7.245,67 + \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.23})$$

$$y_{\text{H}_2\text{S}} = \frac{6,02 + \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.24})$$

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{1.127,39 - \varepsilon}{26.350,77} \quad (\text{A.25})$$

Nilai ε didapatkan dengan substitusi nilai ϕ , v , persamaan (A.22) sampai dengan (A.25) ke persamaan (A.12) sehingga didapatkan persamaan seperti dibawah ini

$$\frac{y_{\text{CO}_2}^{\phi_{\text{CO}_2}} y_{\text{H}_2\text{S}}^{\phi_{\text{H}_2\text{S}}} \phi_{\text{H}_2\text{S}}}{y_{\text{H}_2\text{O}}^{\phi_{\text{H}_2\text{O}}} \phi_{\text{H}_2\text{O}} y_{\text{COS}}^{\phi_{\text{COS}}} \phi_{\text{COS}}} = K_{eq} \left(\frac{P}{P^0} \right)^{-0}$$

$$\frac{y_{\text{CO}_2} y_{\text{H}_2\text{S}}}{y_{\text{H}_2\text{O}} y_{\text{COS}}} = K_{eq} \frac{\phi_{\text{H}_2\text{O}} \phi_{\text{COS}}}{\phi_{\text{CO}_2} \phi_{\text{H}_2\text{S}}}$$

dari persamaan diatas didapatkan nilai ε sebesar 5,86 kmol/h sehingga persamaan reaksi dapat ditulis seperti berikut.

	COS	+	H ₂ O	→	CO ₂	+	H ₂ S
M	6,0176		1127,3890		7245,6669		6,0176
R	6,0176		6,0176		6,0176		6,0176
S	0,0000		1121,37		7251,68		12,04

Nilai Konversi pada reaksi ini sebesar 99,9997 %

Hasil perhitungan neraca mol pada reaktor COS dapat dilihat pada Tabel A.39., sedangkan neraca massa aliran masuk dan keluar reaktor COS dapat dilihat pada Tabel A.40.

	y
CO ₂	0,2752
CO	0,1609
H ₂ O	0,0426
H ₂	0,4832
CH ₄	0,0346

H ₂ S	0,0005
COS	0,0000
N ₂	0,0030

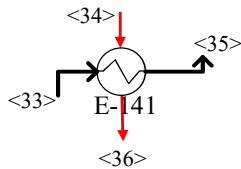
Tabel A.27 Komposisi Gas Keluar COS *Hydrolizer*

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4.239,967	118.719,08	0,1609	4.239,967	118.719,08
CO ₂	0,2750	7.245,667	318.809,35	0,2752	7.251,684	319.074,12
H ₂	0,4832	12.733,515	25.467,03	0,4832	12.733,515	25.467,03
H ₂ S	0,0002	6,018	204,60	0,0005	12,035	409,19
CH ₄	0,0346	912,420	14.598,72	0,0346	912,420	14.598,72
COS	0,0002	6,018	361,05	0,0000	0,000	0,00
N ₂	0,0030	79,776	2.233,73	0,0030	79,776	2.233,73
H ₂ O	0,0428	1.127,389	20.293,00	0,0426	1.121,371	20.184,69
Total	1,0000	26.350,769	500.686,56	1,0000	26.350,769	500.686,56

Tabel A.28 Neraca massa COS *hydrolizer* (R-130)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <31>		aliran <33>	
CO	118.719,08	CO	118.719,08
CO ₂	318.809,35	CO ₂	319.074,12
H ₂	25.467,03	H ₂	25.467,03
H ₂ S	204,60	H ₂ S	409,19
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	361,05	COS	0,00
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	20.293,00	H ₂ O	20.184,69
<i>Ash</i>	0,37	<i>Ash</i>	0,37
Total	500.686,92	Total	500.686,92
Total Masuk	500.686,92	Total Keluar	500.686,92

19. Syngas Heater (E-141)

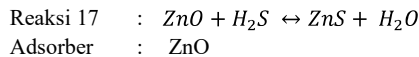
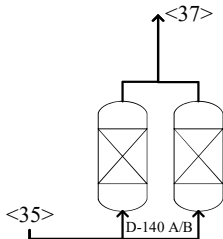


Tabel A.29 Neraca massa *syngas heater* (E-141)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <33>		aliran <35>	

CO	118.719,08	CO	118.719,08
CO ₂	319.074,12	CO ₂	319.074,12
H ₂	25.467,03	H ₂	25.467,03
H ₂ S	409,19	H ₂ S	409,19
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	20.184,69	H ₂ O	20.184,69
Ash	0,37	Ash	0,37
Total	500.686,92	Total	500.686,92
aliran <34>		aliran <36>	
H ₂ O	606.651,44	H ₂ O	606.651,44
Total	606.651,44	Total	606.651,44
Total Masuk	1.107.338,36	Total Keluar	1.107.338,36

20. Desulphurizer Tank (D-140 A/B)



Syngas yang telah melewati reaktor COS selanjutnya dipanaskan terlebih dahulu di *Syngas Heater* (E-141). Pada desulphurizer tank terdapat padatan ZnO yang berfungsi untuk menyerap kandungan H₂S. Proses penyerapan ini sangat baik pada suhu tinggi. Sistem operasi pada *desulphurizer tank* ini adalah on/off. Jika D-140 A sedang operasi maka D-140 B berada dalam posisi *stand-by*. Padatan ZnO yang digunakan memiliki merk dagang BASF-12. Tangki Desulphurizer beroperasi pada temperatur 390°C dengan tekanan 30 bar. Persamaan reaksi 17 merupakan reaksi yang terjadi pada tangki desulphurizer. Kandungan H₂S keluar dari tangki desulphurizer diharapkan kurang lebih sama dengan 1 ppmw. Diasumsikan bahwa zat selain H₂S merupakan inert. Komposisi feed masuk tangki desulphurizer dapat dilihat pada Tabel A.43.

$$1 \text{ ppmw H}_2\text{S out} = \frac{\text{massa H}_2\text{S out}}{\text{massa H}_2\text{S out} + \text{total massa inert}}$$

$$\text{Total massa inert} = \text{total massa aliran in} - \text{massa H}_2\text{S in}$$

$$\text{Total massa inert} = 500.277,73$$

$$1 \text{ ppmw H}_2\text{S out} = 0,000001$$

$$0,000001 = \frac{\text{massa H}_2\text{S out}}{(\text{massa H}_2\text{S out} + 500.277,73)}$$

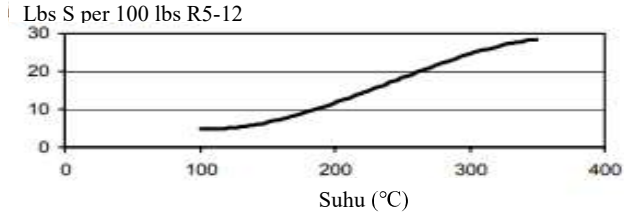
$$\text{Massa H}_2\text{S out} = 0,5003$$

$$\text{Massa H}_2\text{S terserap} = \text{massa H}_2\text{S in} - \text{massa H}_2\text{S out}$$

$$\text{Massa H}_2\text{S terserap} = 409,19 - 0,5003$$

$$\text{Massa H}_2\text{S terserap} = 408,69 \text{ kg/h}$$

Menghitung kebutuhan ZnO untuk menyerap kandungan H₂S pada aliran *syngas*.



Gambar A.1 Hubungan Jumlah S dengan suhu pada katalis R5-12 (BASF, 2002)

Kondisi tangki desulfurisasi pada suhu 360°C. Pada Gambar A.1 dapat dilihat nilai Lbs S per 100 lbs R5-12 sekitar 29 Lbs S/ 100 Lbs R5-12 atau 13,152 kg S/ 45,3592 kg R5-12. Menghitung nilai S yang terserap:

$$\text{Mol H}_2\text{S terserap} = \frac{\text{Massa H}_2\text{S terserap}}{\text{BM H}_2\text{S}}$$

$$\text{Mol H}_2\text{S terserap} = 12,020 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Mol S terserap} = \frac{\text{koefisien stoikiometri S}}{\text{koefisien stoikiometri H}_2\text{S}} \times \text{mol H}_2\text{S terserap}$$

$$\text{Mol S terserap} = 12,020 \text{ kmol S/h}$$

$$\text{Massa S terserap} = \text{mol S terserap} \times \text{BM S}$$

$$\text{Massa S terserap} = 384,7 \text{ kg S/h}$$

$$\text{Mol ZnS terbentuk} = \frac{\text{koefisien stoikiometri ZnS}}{\text{koefisien stoikiometri S}} \times \text{mol S terserap}$$

$$\text{Mol ZnS terbentuk} = 12,0204$$

$$\text{Massa ZnS terserap} = \text{mol ZnS terserap} \times \text{BM ZnS}$$

$$\text{Massa ZnS terserap} = 1.170,55$$

$$\text{Massa R5-12 (ZnO)} = 1.326,62 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Mol R5-12 (ZnO)} = 16,3015 \text{ kmol/jam}$$

	ZnO	+	H ₂ S	→	ZnS	+	H ₂ O
M	16,3015		12,0351		-		1.121,3714
R	12,0204		12,0204		12,0204		12,0204
S	4,2811		0,0147		12,0204		1.133,3919

Hasil Tabulasi dari perhitungan tangki desulfurizer dapat dilihat pada Tabel A.42 dan A.43.

Tabel A.30 Komposisi gas keluar *desulphurizer tank*

Komponen	Reaktan			Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1608	4.239,967	118.719,08	0,1608	4.239,967	118.719,08
CO ₂	0,2750	7.251,684	319.074,12	0,2750	7.251,684	319.074,12
H ₂	0,4829	12.733,515	25.467,03	0,4829	12.733,515	25.467,03
H ₂ S	0,0005	12,035	409,19	0,0000	0,015	0,50
CH ₄	0,0346	912,420	14.598,72	0,0346	912,420	14.598,72

COS	0,0000	0,000	0,00	0,0000	0,000	0,00
N ₂	0,0030	79,776	2.233,73	0,0030	79,776	2.233,73
H ₂ O	0,0425	1.121,371	20.184,69	0,0430	1.133,392	20.401,05
ZnO	0,0006	16,30	1.326,62	0,0002	4,281	348,40
ZnS	0,0000	-	-	0,0005	12,020	1.170,55
Total	1,0000	26.367,071	502.013,17	1,0000	26.367,071	502.013,17

Tabel A.31 Neraca massa *desulphurizer tank* (D-140 A/B)

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Massa (kg)	Komponen	Massa (kg)
aliran <35>		aliran <37>	
CO	118.719,08	CO	118.719,08
CO ₂	319.074,12	CO ₂	319.074,12
H ₂	25.467,03	H ₂	25.467,03
H ₂ S	409,19	H ₂ S	0,50
CH ₄	14.598,72	CH ₄	14.598,72
COS	0,00	COS	0,00
N ₂	2.233,73	N ₂	2.233,73
H ₂ O	20.184,69	H ₂ O	20.401,05
<i>Ash</i>	0,37	<i>Ash</i>	0,37
Total	500.686,92	Total	500.494,59
<i>Packed Bed</i>		<i>Packed Bed</i>	
ZnO	1.326,62	ZnO	348,40
		ZnS	1.170,55
Total	1.326,62	Total	1.518,94
Total Masuk	502.013,54	Total Keluar	502.013,54

Feed dari reactor methanol merupakan gabungan syngas dari proses desulfurizer ditambah recycle.

Tabel A.32 Komposisi dan properti *feed syngas*

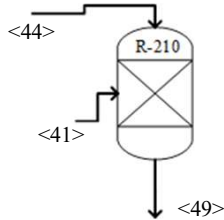
Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h) total	Flowrate (kg/h) total	Flowrate (kg/h) desulfurizer	Flowrate (kg/h) recycle
H ₂	2.016	0.433	15443.64	31132.52	26028.89	5103.63
CO	28.010	0.155	5545.56	155331.15	121338.28	33992.87
CO ₂	44.010	0.325	11587.44	509963.16	326113.59	183849.57
H ₂ O	18.015	0.033	1186.29	21371.36	20851.15	520.22
H ₂ S	34.100	0.000	0.03	0.86	0.51	0.35
N ₂	28.013	0.004	138.53	3880.60	2283.01	1597.59
CH ₃ OH	32.040	0.006	218.64	7005.31	0.00	7005.31
CH ₄	16.040	0.044	1581.62	25369.24	14920.80	10448.44
Total		1.000	35701.74	754054.18	511536.22	242517.96

Tabel A.33 Konstanta Antoine dari berbagai komponen

Komponen	Konstanta Antoine		
	a	b	c
H ₂	2.9493	67.5078	275.7000
CO	3.8191	291.7430	267.9960
CO ₂	6.9356	1347.7860	273.0000
H ₂ O	5.1156	1687.5370	230.1700
H ₂ S	4.2288	806.9330	251.3900
N ₂	3.6195	255.6800	266.5500
CH ₃ OH	5.1504	1549.4800	236.6420
CH ₄	3.7687	395.7440	266.6810

(Smith dkk., 2005)

IV.1.21 Methanol synthesis reactor (R-210)



Keterangan:

<44> : Aliran syngas (*panas*) masuk reaktor

<41> : Aliran syngas (*quench*) masuk reaktor

<49> : Aliran metanol keluar reaktor

Fungsi: Tempat terjadinya pembentukan methanol

Keterangan aliran:

<44> : *Feed syngas* dengan temperature lebih tinggi

<41> : *Feed syngas* dengan temperature lebih rendah (*Quench Gas*)

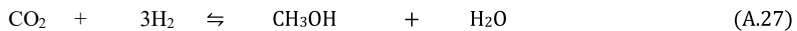
Kondisi Operasi:

Suhu : 281 °C = 554,15 K

Suhu referensi : 25 °C = 298,15 K

Tekanan : 50 Bar = 5000 Kpa

Reaksi yang terjadi pada reaktor:



Perhitungan konversi dapat dilakukan apabila telah diperoleh nilai konstanta kesetimbangan (K_{eq}) untuk tiap reaksi. K_{eq} dari tiap reaksi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\Delta A = A_{produk} - A_{reaktan} \quad (\text{A.28})$$

$$\Delta B = B_{produk} - B_{reaktan} \quad (\text{A.29})$$

$$\Delta C = C_{produk} - C_{reaktan} \quad (\text{A.30})$$

$$\Delta D = D_{produk} - D_{reaktan} \quad (\text{A.31})$$

$$\tau = \frac{T}{T_o} \quad (\text{A.32})$$

$$\frac{\Delta G^o}{RT} = \frac{\Delta G_{f,298} - \Delta H_{f,298}}{RT_o} + \frac{\Delta H_{f,298}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT - \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} \quad (\text{A.33})$$

$$\int \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT = IDCPH = \Delta AT_o(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_o^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_o^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_o} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \quad (\text{A.34})$$

$$\int \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} = IDCPS = \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_o + \left(\Delta C T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_o^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \quad (\text{A.35})$$

$$K_{eq} = e^{-\frac{\Delta G^o}{RT}} \quad (\text{A.36})$$

(Smith dkk., 2005)

Properti yang dibutuhkan untuk menghitung Keq adalah sebagai berikut:

Tabel A.34 Sifat Senyawa pada *Methanol Synthesis Reactor*

	CO	H ₂	H ₂ O	CO ₂	CH ₃ OH
$\Delta H_{f,298}$	-110525	0	-241818	-393509	-200660
$\Delta G_{f,298}$	-137169	0	-228572	-394359	-161960
A	3.376	3.249	3.47	5.457	2.211
B	0.000557	0.000422	0.00145	0.001045	0.012216
C	0	0	0	0	-3.45E-06
D	-3100	8300	12100	-115700	0

(Smith dkk., 2005)

Perhitungan konstanta equilibrium dengan menggunakan persamaan A.28 hingga A.36 komponen *methanol*

Persamaan A.1, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned} \Delta A &= \Delta A \text{ CH}_3\text{OH} - \Delta A \text{ CO} - 2 \times \Delta A \text{ H}_2 \\ &= 2,211 - 3,376 - 6,498 \\ &= -7,663 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned} \Delta B &= \Delta B \text{ CH}_3\text{OH} - \Delta B \text{ CO} - 2 \times \Delta B \text{ H}_2 \\ &= 0,01222 - 0,00056 - 0,00084 \\ &= 0,01082 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \Delta C &= \Delta C \text{ CH}_3\text{OH} - \Delta C \text{ CO} - 2 \times \Delta C \text{ H}_2 \\
 &= -3.5\text{E-}06 - 0 - 0 \\
 &= -3.5\text{E-}06
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \Delta D &= \Delta D \text{ CH}_3\text{OH} - \Delta D \text{ CO} - 2 \times \Delta D \text{ H}_2 \\
 &= 0 - (-3100) - 16600 \\
 &= -13500
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \tau &= \text{Toperasi/Treference} \\
 &= 554,15/298,15 \\
 &= 1,8586
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \frac{\Delta G^o}{RT} &= \frac{\Delta G_{f\ 298} - \Delta H_{f\ 298}}{RT_o} + \frac{\Delta H_{f\ 298}}{RT} + \frac{1}{T} \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT - \int_{T_o}^T \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} \\
 \frac{\Delta G^o}{RT} &= 26,3609 + (-19,8687) + (-1,7303) + (-2,3681) \\
 &= 7,4617
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} dT = IDC_{PH} &= \Delta AT_o(\tau - 1) + \frac{\Delta B}{2} T_o^2(\tau^2 - 1) + \frac{\Delta C}{3} T_o^3(\tau^3 - 1) + \frac{\Delta D}{T_o} \left(\frac{\tau - 1}{\tau} \right) \\
 IDC_{PH} &= (-1896,6) + 1129,31 + (-156,35) + (-20,54) \\
 &= -968,0056
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$\begin{aligned}
 \int \frac{\langle C_p \rangle}{R} \frac{dT}{T} = IDC_{PS} &= \Delta A \ln \tau + \left[\Delta B T_o + \left(\Delta C T_o^2 + \frac{\Delta D}{\tau^2 T_o^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] (\tau - 1) \\
 IDC_{PS} &= -4,6314 + 2,2199 \\
 &= -2,4115
 \end{aligned}$$

Persamaan A.xx, untuk reaksi 1

$$K_{eq} = e^{-\frac{\Delta G^o}{RT}}$$

$$K_{eq} = 0,00057468$$

Berdasarkan persamaan A.28 hingga A.36, hasil perhitungan komponen lain dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel A.35 Hasil Perhitungan Konstanta Equilibrium tiap Reaksi

Parameter	Nilai untuk Reaksi 1	Nilai untuk Reaksi 2
ΔA	-7.663	-9.523
ΔB	0.010815	0.011355
ΔC	-0.00000345	-0.00000345
ΔD	-13500	102900
τ	1.85863	1.85863
IDCPH	-968.00560	-1204.89854
IDCPS	-2.411512125	-2.960981274
ΔH_{f298}	-90135	-48969
ΔG_{f298}	-24791	3827
$\Delta G_f / RT$	7.461691712	11.45672317
Keq	0.000574683	0.0000106

Setelah menemukan nilai Keq, perhitungan dilanjutkan dengan menemukan nilai ϵ untuk tiap reaksi. Perhitungan dimulai dengan mencari nilai fugasitas untuk tiap senyawa yang terlibat dalam reaksi. Rumus yang digunakan adalah sebagai berikut:

$$T_{ri} = \frac{T}{T_{ci}} \quad (\text{A.36})$$

$$P_{ri} = \frac{P}{P_{ci}} \quad (\text{A.37})$$

$$\phi_i = \exp\left(\frac{P_{ri}}{T_{ri}}(B^0 + \omega B^1)\right) \quad (\text{A.38})$$

$$B_i^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_{ri}^{1.6}} \quad (\text{A.39})$$

$$B_i^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_{ri}^{4.2}} \quad (\text{A.40})$$

$$y_i = \frac{n_{oi} + \sum_j v_j v_i \epsilon_j}{n_o + \epsilon v} \quad (\text{A.41})$$

$$\prod (y_i \phi_i)^{v_i} = K_{eq} \left(\frac{P}{P^\sigma}\right)^{-v} \quad (\text{A.42})$$

(Smith dkk., 2005)

Perhitungan nilai fugasitas komponen metanol

Perhitungan nilai Tr

$$T_{ri} = \frac{T}{T_{ci}}$$

$$Tr = 1,08106$$

Perhitungan nilai Pr

$$P_{ri} = \frac{P}{P_{ci}}$$

$$Pr = 0,6175$$

Perhitungan nilai Bo

$$B_i^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_{ri}^{1.6}}$$

$$B^0 = -0,28952$$

Perhitungan nilai B1

$$B_i^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_{ri}^{4.2}}$$

$$B^1 = 0,01502$$

Perhitungan nilai Φ_i

$$\Phi_i = \exp\left(\frac{P_{ri}}{T_{ri}}(B^0 + \omega B^1)\right)$$

$$\Phi_i = 0,85168$$

Untuk perhitungan nilai fugasitas komponen lain dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel A.36 Perhitungan Nilai Fugasitas pada *Methanol Synthesis Reactor*

Komponen	Tc (K)	Pc (bar)	Tr (K)	Pr (bar)	ω	B _o	B ₁	Φ_i
CO	132.90	34.99	4.16	1.42	0.04	0.04	0.13	1.01
H ₂	33.19	13.13	16.69	3.80	-0.21	0.07	0.13	1.01
H ₂ O	647.10	220.55	0.85	0.22	0.34	-0.45	-0.19	0.87
CO ₂	304.20	73.83	1.82	0.67	0.22	-0.07	0.12	0.98
CH ₃ OH	512.60	80.97	1.08	0.61	0.56	-0.28	0.02	0.85

Dengan menggunakan rumus berikut, maka diperoleh nilai stoikiometri dari ketiga reaksi dapat dilihat pada tabel A.4:

$$v = \sum v_{produk} - \sum v_{reaktan} \quad (\text{A.43})$$

Tabel A.37 Perhitungan Nilai v

I=	CO	CO2	H2	H2O	CH3OH	
j						v _j
1	-1	0	-2	0	1	-2
2	0	-1	-3	1	1	-2

Sehingga aplikasi dari persamaan diatas dapat dituliskan sebagai berikut:

$$y_{CO} = \frac{5545.560 - \varepsilon 1}{33981.568 - 2\varepsilon 1 - 2\varepsilon 2}$$

$$y_{CO2} = \frac{11587.438 - \varepsilon 2}{33981.568 - 2\varepsilon 1 - 2\varepsilon 2}$$

$$y_{H2} = \frac{15443.636 - 2\varepsilon 1 - 3\varepsilon 2}{33981.568 - 2\varepsilon 1 - 2\varepsilon 2}$$

$$y_{H2O} = \frac{1186.291 + \varepsilon 2}{33981.568 - 2\varepsilon 1 - 2\varepsilon 2}$$

$$y_{CH3OH} = \frac{\varepsilon 1 + \varepsilon 2}{33981.568 - 2\varepsilon 1 - 2\varepsilon 2}$$

Nilai $\varepsilon 1$ dan $\varepsilon 2$ diperoleh dengan melakukan substitusi nilai Φ , v, Keq pada persamaan (A.42).

$$\frac{y_{CH3OH}}{(y_{H2}^2)y_{CO}} = K_{eq1} \left(\frac{P}{P^0}\right)^2 \frac{\phi_{H2}^2 \phi_{CO}}{\phi_{CH3OH}}$$

$$\frac{y_{CH3OH} y_{H2O}}{y_{CO2} (y_{H2}^3)} = K_{eq2} \left(\frac{P}{P^0}\right)^2 \frac{\phi_{CO2} (\phi_{H2}^3)}{\phi_{CH3OH} \phi_{H2O}}$$

Berdasarkan persamaan di atas, diperoleh $\varepsilon 1$ sebesar 2496,197 kmol/h, sehingga persamaan reaksi 1 dapat ditulis sebagai berikut:

	1	CO	+	2	H ₂	⇌	1	CH ₃ OH
M	5545.560			15443.636			218.643	
R	2496.20			4992.393257			2496.196628	
S	3049.364			10451.243			2714.839	

Maka dari persamaan reaksi di atas, nilai konversi dari reaksi 1 adalah sebesar 45,0125%.

Dengan menggunakan cara yang sama, diperoleh ε_2 sebesar 487,420 kmol/h, sehingga persamaan reaksi 2 dapat ditulis sebagai berikut:

	1	CO ₂	+	3	H ₂	⇌	1	CH ₃ OH	+	1	H ₂ O
M	11587.438				15443.636			218.643			1186.29
R	487.430				1462.290			487.430			487.43
S	11100.008				13981.346			706.073			1673.72

Dari persamaan reaksi di atas, konversi dari reaksi 2 adalah sebesar 4,2065%. Maka, dapat dihitung jumlah mol hasil dari reaktor sintesis metanol sebagai berikut:

Tabel A.38 Neraca Mol *Methanol Synthesis Reactor*

Komponen	Masuk mol	Konsumsi mol	Generasi mol	Keluar mol	Fraksi Mol
H ₂	15443.636	6454.683	0	8988.953	0.30231
CO	5545.560	2496.196628	0	3049.364	0.10255
CO ₂	11587.438	487.430	0	11100.008	0.37330
H ₂ O	1186.291	0	487.430	1673.721	0.05629
H ₂ S	0.025	0	0	0.025	0.00000
N ₂	138.526	0	0	138.526	0.00466
CH ₃ OH	218.643	0	2983.627	3202.269	0.10770
CH ₄	1581.623	0	0	1581.623	0.05319
Total	35701.743	9438.310	3471.057	29734.490	1.00000

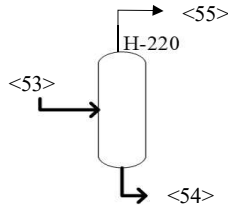
Berdasarkan persamaan reaksi, maka dapat diperoleh massa dari tiap komponen yang keluar dari reaktor sintesis metanol. Neraca massa dari reaktor sintesis metanol dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel A.39 Neraca Massa *Methanol Synthesis Reactor*

Komponen	Masuk		Keluar	
	Aliran <41> dan <44>		Aliran <49>	
	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Flowrate (kg/h)
H ₂	0.4326	31132.5168	0.3023	17845.3754
CO	0.1553	155331.1487	0.1026	83913.6190
CO ₂	0.3246	509963.1567	0.3733	488303.0802
H ₂ O	0.0332	21371.3640	0.0563	30372.2632
H ₂ S	0.0000	0.8552	0.0000	0.8567
N ₂	0.0039	3880.5963	0.0047	3882.5861

CH ₃ OH	0.0061	7005.3068	0.1077	104794.8609
CH ₄	0.0443	25369.2372	0.0532	25382.2349
Total	1.0000	754.494,876	1.0000	754.494,876

IV.1.22 Methanol separator (H-220)



Keterangan:

<53> : Aliran *methanol* (gas) dari reaktor

<55> : Aliran *top product separator*

<54> : Aliran *bottom product separator* menuju *distillation column*

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara fase liquid dan gas pada aliran keluaran reaktor.

Kondisi Operasi:

Suhu : 45,23 °C = 318,38 K

Tekanan : 10 Bar = 1000 Kpa

Untuk menghitung jumlah vapor dan liquid, digunakan persamaan sebagai berikut:

$$F = L + V \quad (\text{A.44})$$

$$y_i = \frac{z_i K_i}{1 + V(K_i - 1)} \quad (\text{A.45})$$

$$x_i = \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)} \quad (\text{A.46})$$

$$y_i = (K_i) x \quad (\text{xi}) \quad (\text{A.47})$$

$$K_i = \frac{p_i^{sat}}{P} \quad (\text{A.48})$$

$$\log p^{sat} (\text{bar}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)} \quad (\text{A.49})$$

(Smith dkk., 2005)

Perhitungan P^{sat} komponen *methanol*

$$\log p^{sat} (\text{bar}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)}$$

$$P_{sat} = 0,4501 \text{ bar}$$

Perhitungan K_i komponen metanol

$$K_i = \frac{P_i^{sat}}{P}$$

$$K_i = 0,05$$

Perhitungan y_i komponen metanol

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

$$y_i = 0,0273$$

Perhitungan x_i komponen metanol

$$x_i = y_i / K_i$$

$$x_i = 0,6067$$

Berikut merupakan perhitungan flash drum secara keseluruhan:

Tabel A.40 Hasil Perhitungan *Methanol Separator*

Komponen	Mol	Frak.	flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Psat (bar)	Ki	y _i	x _i
H ₂	8852.40	0.29	17845.4	0.0237	548.1879	54.8	0.3478	0.0063
CO	2995.85	0.10	83913.6	0.1112	772.1582	77.2	0.1178	0.0015
CO ₂	11095.28	0.37	488303	0.6472	501.5364	50.2	0.4359	0.0087
H ₂ O	1685.92	0.05	30372.3	0.0403	0.0973	0.01	0.0036	0.3750
H ₂ S	0.03	0.00	0.9	0.0000	32.2399	3.22	0.0000	0.0000
N ₂	138.60	0.00	3882.6	0.0051	630.0929	63	0.0054	0.0001
CH ₃ OH	3270.75	0.11	104795	0.1389	0.4501	0.05	0.0273	0.6067
CH ₄	1582.43	0.05	25382.2	0.0336	316.1752	31.6	0.0620	0.0020
Total	29621	1.000	754495	1.000			1.000	1.000

Kemudian dilakukan trial nilai V dengan menggunakan goal seek, dan diperoleh hasil berikut:

$$\text{Fraksi V} = 0,85654$$

$$V = 25371,9 \text{ kmol/h}$$

$$\text{Fraksi L} = 0,14346$$

$$L = 4249,37 \text{ kmol/h}$$

Sehingga dapat diperoleh komposisi bottom dan top sebagai berikut:

Tabel A.41 Komposisi Aliran *Top* dan *Bottom Product Methanol Separator*

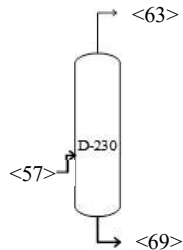
Komponen	<i>Top</i>		<i>Bottom</i>	
	Fraksi Mol	Mol (kmol/h)	Fraksi Mol	Mol (kmol/h)
H ₂	0.3479	8825.4360	0.0063	26.9637
CO	0.1178	2989.3610	0.0015	6.4840
CO ₂	0.4359	11058.3472	0.0087	36.9284
H ₂ O	0.0036	92.5543	0.3749	1593.3625
H ₂ S	9.41E-07	0.0239	2.92E-07	0.0012
N ₂	0.0054	138.2300	0.0001	0.3674
CH ₃ OH	0.0273	692.8241	0.6065	2577.9269
CH ₄	0.0620	1574.0953	0.0020	8.3383
Total	1.0000	25370.8718	1.0000	4250.3724
	Total		29621.244	kmol/h

Sehingga dapat diperoleh neraca massa sebagai berikut:

Tabel A.42 Neraca Massa *Methanol Separator*

Komponen	Aliran masuk	Aliran keluar	
	aliran <53> (kg/h)	aliran <55> (kg/h)	aliran <54> (kg/h)
CO	83.913,62	83.725,46	188,16
CO ₂	488.303,08	486.619,38	1.683,70
H ₂	17.845,38	17.789,06	56,31
H ₂ S	0,86	0,81	0,04
CH ₄	25.382,23	25.243,69	138,55
N ₂	3.882,59	3.871,92	10,66
H ₂ O	30.372,26	1.612,37	28.759,90
CH ₃ OH	104.794,86	21.583,79	83.211,07
Total	754.494,88	640.446,48	114.048,40
	754.494,88	754.494,88	

IV.1.23 CO₂-methanol distillation column (D-230)



Keterangan:

<57> : Aliran metanol (gas) dari separator

<63> : Aliran *top product* keluar kolom

<69> : Aliran *bottom product* keluar kolom

Fungsi: Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan.

Tabel A.43 Komposisi Aliran Gas Masuk CO₂-Methanol Distillation Column

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraksi Mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2.02	0.0063	26.9637	56.3121
CO	28.01	0.0015	6.4840	188.1610
CH ₄	16.04	0.0020	8.3383	138.5490
N ₂	28.01	8.64E-05	0.3674	10.6635
CO ₂	44.01	0.0087	36.9284	1683.7020
H ₂ S	34.10	2.92E-07	0.0012	0.0438
CH ₃ OH	32.04	0.6065	2577.9269	83211.0696
H ₂ O	18.02	0.3749	1593.3625	28759.8969
Total		1.0000	4250.3724	114048.3978

Asumsi:

99% recovery dari *Light Key (LK)* pada produk atas, LK: H₂S

99% recovery dari *Heavy Key (HK)* pada produk bawah, HK: Metanol'

Kondisi operasi:

Tekanan input : 5 bar

Tekanan atas : 4 bar

Tekanan bawah: 5 bar

Suhu condenser	:	90 °C	=	363,15 K
Suhu reboiler	:	121,4 °C	=	394,55 K
Suhu rata-rata	:	105,7 °C	=	378,85 K
Tekanan rata-rata	:	4,5 bar	=	450 kPa

i. Perhitungan *relative volatility* tiap komponen

Perhitungan tekanan jenuh tiap zat adalah sebagai berikut:

$$\log p^{sat} (\text{bar}) = a - \frac{b}{(T(^{\circ}\text{C}) + c)} \quad (\text{A.50})$$

Keterangan:

Psat = Tekanan jenuh (bar)

a/b/c = konstanta antoine

Nilai Ki diperoleh secara langsung pada simulasi Hysys.

$$z_i = \frac{n_i}{n_{total}} \quad (\text{A.51})$$

Keterangan:

zi = fraksi mol zat i

ni = mol zat i

ntotal = total mol

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j} \quad (\text{A.52})$$

Keterangan:

α_{ij} = *relative volatility* terhadap zat terberat

yi = fraksi gas zat terberat

xi = fraksi liquid zat terberat

Perhitungan α_{ij} komponen CO₂

$$\alpha_{ij} = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$$

α_{ij} =

Untuk perhitungan komponen lainnya akan disajikan dalam tabel berikut.

Tabel A.44 Hasil Perhitungan α CO₂-Methanol Distillation Column Top Product

Komponen	Mol	Fraksi Mol (zi)	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Ki	α_{ij}
H ₂	27.31	0.0063	56.3	0.0005	5271.00	5260.479
CO	6.57	0.0015	188.2	0.0016	3021.00	3014.970
CH ₄	8.44	0.0020	138.5	0.0012	544.60	543.513
N ₂	0.37	0.0001	10.7	0.0001	1532.00	1528.942
CO ₂	37.40	0.0087	1683.7	0.0148	183.50	183.134
H ₂ S	1.3E-03	0.0000	4.38E-02	0.0000	142.03	141.747
CH ₃ OH	2538.83	0.6065	83211.1	0.7296	1.00	1.000
H ₂ O	1560.60	0.3749	28759.9	0.2522	0.18	0.183
Total	4179.51	1.000	114048	1.000		

Tabel A.45 Hasil Perhitungan α CO₂-Methanol Distillation Column Bottom Product

Komponen	Ki	α_{ij}
H ₂	154,4316	1715,46
CO	126,0186	1400,21
CH ₄	100,3073	1114,53
N ₂	109,6376	1218,2
CO ₂	63,2350	702,611
H ₂ S	0,12648	1,4053
CH ₃ OH	0,0900	1,000
H ₂ O	0,0195	0,217

ii. Perhitungan Jumlah Stage Minimum

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{d_i b_j}{d_j b_i} \right]}{\log [\alpha_m]} \quad (\text{A.53})$$

$$\alpha_m = \sqrt{(\alpha_{ij})_{atas} (\alpha_{ij})_{bawah}} \quad (\text{A.54})$$

$$b_i = \frac{f_i}{1 + \left(\frac{d_j}{b_j} \right) (\alpha_m)^{N_m}} \quad (\text{A.55})$$

Keterangan:

d_i = LK di distillate/top = 0,0012 kmol/h

d_j = HK di distillate/top = 25,7793 kmol/h

b_i = LK di bottom = 0,0000012 kmol/h

b_j = HK di bottom = 2552,1476 kmol/h

Dengan menggunakan persamaan (xxx), diperoleh $\alpha_m = 10,0443$

Maka diperoleh nilai stage minimum, $N_m = 3,9836$ stage

iii. Perhitungan Output Kolom

Sehingga dapat diperoleh hasil komposisi produk dari kolom distilasi sebagai berikut:

Tabel A.46 Komposisi Produk *CO₂-Methanol Distillation Column*

Komponen	Feed (kmol/h)	α_m	Bottom (kmol/h)	Distillate (kmol/h)
H ₂	26.96	3004.4119	0.0008	27.3067
CO	6.48	2054.6487	0.0005	6.5664
CH ₄	8.34	778.3053	0.0169	8.4270
N ₂	0.37	1364.7529	0.0001	0.3720
CO ₂	36.93	358.7085	0.5732	36.8257
H ₂ S	0.00	14.1139	0.0001	0.0012
CH ₃ OH	2577.93	1.0000	2513.4388	25.3883
H ₂ O	1593.36	0.1990	1560.3751	0.2221
Total	4250.37		4074.4054	105.1094

Tabel A.47 Komposisi Mol pada Tiap Aliran *CO₂-Methanol Distillation Column*

Komponen	X_f	X_b	X_d
H ₂	0.00634	1.87E-07	0.2598
CO	0.00153	1.28E-07	0.0625
CH ₄	0.00196	4.15E-06	0.0802
N ₂	0.00009	2.61E-08	0.0035
CO ₂	0.00869	0.0001	0.3504
H ₂ S	2.92E-07	2.38E-08	0.0000
CH ₃ OH	0.60652	0.61688	0.2415
H ₂ O	0.37488	0.38297	0.0021
Total	1.00000	1.000	1.0000

iv. Perhitungan Reflux Minimum

Perhitungan reflux minimum diperoleh dengan menggunakan Persamaan Underwood berikut (Coulson):

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,d}}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (A.56)$$

Nilai θ diperoleh dengan trial and error sesuai dengan persamaan berikut:

$$\sum \frac{\alpha_i x_{i,f}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (A.57)$$

Inlet kolom distilasi diasumsikan berupa liquid secara keseluruhan, sehingga $q=1$. Maka untuk mencari θ , dilakukan trial hingga jumlah persamaan (A.57) sama dengan 0.

Tabel A.48 Hasil Perhitungan Reflux CO₂-Methanol Distillation Column

Komponen	$x_{i,f}$	α_i	$(\alpha_i * x_{i,f})/(\alpha_i - \theta)$	$x_{i,d}$	$(\alpha_i * x_{i,d})/(\alpha_i - \theta)$
H ₂	0.0063	3004.4119	0.0094	0.2598	0.3754
CO	0.0015	2054.6487	0.0026	0.0625	0.1053
CH ₄	0.0020	778.3053	0.0480	0.0802	1.9034
N ₂	0.0001	1364.7529	0.0002	0.0035	0.0083
CO ₂	0.0087	358.7085	-0.0138	0.3504	-0.5389
H ₂ S	0.0000	14.1139	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.6065	1.0000	-0.0383	0.2415	-0.0152
H ₂ O	0.3749	0.1990	-0.0073	0.0021	0.0000
Total	1.0000		0.00	1.0000	1.8382

$\theta = 16,8617$ (diperoleh dari hasil goal seek hingga jumlah persamaan = 0)

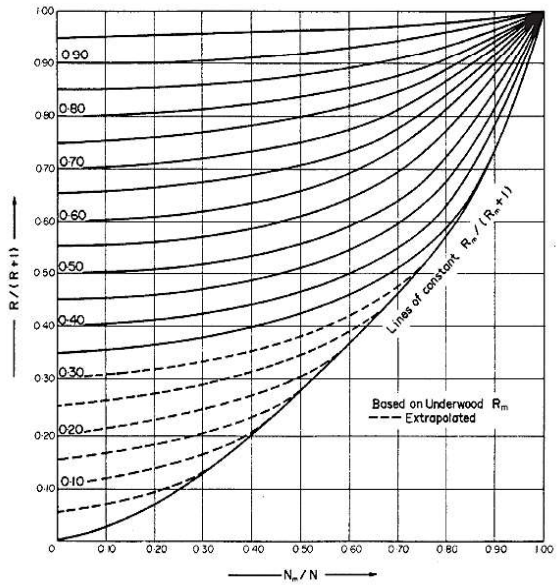
Dengan persamaan di atas, dan dengan memberikan nilai R sebesar 1.5 kali nilai R_m, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut:

$$R_m = 0,838$$

$$R = 1,257$$

v. Perhitungan *Stage Actual*

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan grafik berikut dengan melibatkan data berupa R_m, R, dan N_m.



Gambar A.23 Grafik Korelasi Erbar-Maddox

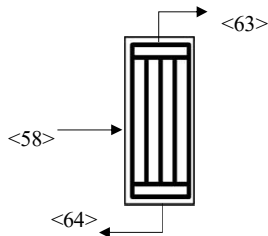
$$R/(R+1) = 0,56$$

$$R_m/(R_m+1) = 0,46$$

$$N_m/N = 0,65 \text{ (diperoleh dengan membaca grafik)}$$

$$N = 6,1538 = 7 \text{ stage (dibulatkan ke atas)}$$

vi. Perhitungan Laju Alir Condensor



Keterangan:

<58> : Aliran gas yang berasal dari kolom

<63> : Aliran gas yang akan dibuang melalui flare

<64> : Aliran liquid yang dikembalikan ke kolom

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk condensor adalah sebagai berikut:

$$V = L + D$$

$$R = L / D$$

$$V = (R+1) D$$

$$R = \text{Reflux ratio} = 1,2573$$

$$D = \text{Distilat} = 105,1094 \text{ kmol/h}$$

$$V = \text{Feed condenser} = 237,2599 \text{ kmol/h}$$

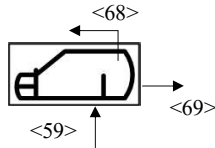
$$L = \text{Reactify liquid} = 132,1505 \text{ kmol/h}$$

Tabel A.49 Neraca Massa Aliran *CO2-Methanol Condensor*

Masuk			Keluar		
Aliran <58>			Aliran <64>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
H ₂	0.0195	127.1079	H ₂	0.0195	70.7974
CO	0.0652	424.6957	CO	0.0652	236.5496
CH ₄	0.0479	312.1162	CH ₄	0.0479	173.8444
N ₂	0.0037	24.0635	N ₂	0.0037	13.4030
CO ₂	0.5742	3742.3167	CO ₂	0.5742	2084.4188
H ₂ S	0.0000	0.0911	H ₂ S	0.0000	0.0508
CH ₃ OH	0.2882	1878.2953	CH ₃ OH	0.2882	1046.1846
H ₂ O	0.0014	9.2403	H ₂ O	0.0014	5.1467
Total	1.0000	6517.9267	Total	1.0000	3630.3953
			Aliran <63>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			H ₂	0.0195	56.3106
			CO	0.0652	188.1460
			CH ₄	0.0479	138.2718
			N ₂	0.0037	10.6605

		CO ₂	0.5742	1657.8979
		H ₂ S	0.0000	0.0404
		CH ₃ OH	0.2882	832.1107
		H ₂ O	0.0014	4.0936
		Total	1.0000	2887.5314
TOTAL	6517.93	TOTAL		6517.93

vii. Perhitungan Laju Alir Reboiler



Keterangan:

<59> : Aliran liquid yang berasal dari kolom

<68> : Aliran gas yang dikembalikan ke kolom

<69> : Aliran liquid yang akan menuju ke kolom selanjutnya

Untuk menghitung aliran bawah yang keluar dari kolom sebelum masuk reboiler dapat diperoleh dari perhitungan hysys sebagai berikut:

$s = \text{boil up ratio} = 0,6837$ (dari hysys)

$V = (s+1) B$

Output Reboiler kembali ke Kolom = $V - B$

$B = \text{Bottom} = 4074,4054 \text{ kmol/h}$

$V = \text{Feed reboiler} = 6860,0743 \text{ kmol/h}$

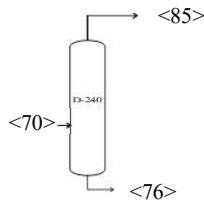
Output Reboiler kembali ke Kolom = $2785,6710 \text{ kmol/h}$

Tabel A.50 Neraca Massa Aliran *CO₂-Methanol Reboiler*

Masuk			Keluar		
Aliran <59>			Aliran <68>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
H ₂	1.41E-08	0.0026	H ₂	1.41E-08	0.0011
CO	1.34E-07	0.0252	CO	1.34E-07	0.0102
CH ₄	2.49E-06	0.4667	CH ₄	2.49E-06	0.1895
N ₂	2.74E-08	0.0051	N ₂	2.74E-08	0.0021

CO ₂	2.32E-04	43.4463	CO ₂	2.32E-04	17.6422
H ₂ S	3.05E-08	0.0057	H ₂ S	3.05E-08	0.0023
CH ₃ OH	0.7411	138701.4530	CH ₃ OH	0.7411	56322.4942
H ₂ O	0.2587	48416.1461	H ₂ O	0.2587	19660.3428
Total	1.0000	187161.55	Total	1.0000	76000.6844
Aliran <69>					
		Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	
		H ₂	1.41E-08	0.0016	
		CO	1.34E-07	0.0149	
		CH ₄	2.49E-06	0.2772	
		N ₂	2.74E-08	0.0030	
		CO ₂	0.0002	25.8041	
		H ₂ S	0.0000	0.0034	
		CH ₃ OH	0.7411	82378.9589	
		H ₂ O	0.2587	28755.8034	
		Total	1.0000	111160.8664	
TOTAL	187161.6		TOTAL	187161.6	

IV.1.24 Methanol-Water Distillation Column (D-240)



Keterangan:

<70> : Aliran methanol (liq) dari kolom distilasi sebelumnya

<85> : Aliran Top Product keluar kolom

<76> : Aliran bottom product keluar kolom

Fungsi: Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air.

Tabel A.51 Komposisi Aliran Masuk *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	BM (kg/kmol)	Fraksi Mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2.02	1.87E-07	0.0008	0.0016

CO	28.01	1.28E-07	0.0005	0.0149
CH ₄	16.04	4.15E-06	0.0173	0.2772
N ₂	28.01	2.61E-08	0.0001	0.0030
CO ₂	44.01	0.0001	0.5863	25.8041
H ₂ S	34.10	2.38E-08	0.0001	0.0034
CH ₃ OH	32.04	0.6169	2571.1286	82378.9589
H ₂ O	18.02	0.3830	1596.1896	28755.8034
Total		1.0000	4167.9233	111160.8664

Asumsi:

99% recovery dari *Light Key (LK)* pada produk atas, LK: metanol

99% recovery dari *Heavy Key (HK)* pada produk bawah, HK: H₂O

Kondisi operasi:

Tekanan input : 1,5 bar

Tekanan atas : 1 bar

Tekanan bawah: 1,5 bar

Suhu condenser : 66,56 °C = 363,15 K

Suhu reboiler : 120,7 °C = 394,55 K

Suhu rata-rata : 93,63 °C = 378,85 K

Tekanan rata-rata : 1,25 bar = 450 kPa

i. Perhitungan Relative Volatility Tiap Komponen

Dengan menggunakan cara yang sama seperti distilasi I, didapatkan data sebagai berikut:

Tabel A.52 Hasil Perhitungan α *Methanol-Water Distillation Column Top Product*

Komponen	Mol	Fraksi Mol (zi)	Flowrate (kg/h)	Fraksi Massa	Ki	α_{ij}
H ₂	0,00	0.0000	0,0	0.0000	5271.00	5260.479
CO	0,00	0.0000	0,0	0.0000	3021.00	3014.970
CH ₄	0,02	0.0000	0,3	0.0000	544.60	543.513
N ₂	0,00	0.0000	0,0	0.0000	1532.00	1528.942
CO ₂	0,59	0.0001	25,8	0.0002	183.50	183.134
H ₂ S	9.9E-05	0.0000	0,0	0.0000	142.03	141.747
CH ₃ OH	2571,13	0.6169	82379,0	0.7411	1.00	1.000

H ₂ O	1596.19	0.3830	28755,8	0.2587	0.18	0.183
Total	4179.51	1.000	114048	1.000		

Tabel A.53 Hasil Perhitungan α Methanol-Water Distillation Column Bottom Product

Komponen	Ki	α_{ij}
H ₂	154,4316	1715,46
CO	126,0186	1400,21
CH ₄	100,3073	1114,53
N ₂	109,6376	1218,2
CO ₂	63,2350	702,611
H ₂ S	0,12648	1,4053
CH ₃ OH	0,0900	1,000
H ₂ O	0,0195	0,217

ii. Perhitungan Jumlah Stage Minimum

$$d_i = \text{LK di distillate/top} = 2488,3044 \text{ kmol/h}$$

$$d_j = \text{HK di distillate/top} = 15,6042 \text{ kmol/h}$$

$$b_i = \text{LK di bottom} = 25,1344 \text{ kmol/h}$$

$$b_j = \text{HK di bottom} = 1544,8189 \text{ kmol/h}$$

Dengan menggunakan persamaan (xxx), diperoleh $am = 3,0989$

Maka diperoleh nilai stage minimum, $N_m = 8,1253$ stage

iii. Perhitungan Output Kolom

Sehingga dapat diperoleh hasil komposisi produk dari kolom distilasi sebagai berikut:

Tabel A.54 Komposisi Produk α Methanol-Water Distillation Column

Komponen	Feed (kmol/h)	α_m	Bottom (kmol/h)	Distillate (kmol/h)
H ₂	0.00	3004.4119	0.0000	0.0008
CO	0.00	2054.6487	0.0000	0.0005
CH ₄	0.02	778.3053	0.0000	0.0173
N ₂	0.00	1364.7529	0.0000	0.0001
CO ₂	0.59	358.7085	0.0000	0.5863
H ₂ S	0.00	14.1139	0.0000	0.0001
CH ₃ OH	2571.13	1.0000	9,4050	2561,7236

H ₂ O	1596.19	0.1990	1592,3100	3,8796
Total	4167.92		1601,7150	2566,2083

Tabel A.55 Komposisi Mol pada Tiap Aliran *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	Xf	Xb	Xd
H ₂	0.00000	3.60E-19	0.0000
CO	0.00000	2.37E-18	0.0000
CH ₄	0.00000	8.09E-14	0.0000
N ₂	0.00000	7.61E-18	0.0000
CO ₂	0.00014	0.0000	0.0002
H ₂ S	2.38E-08	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.61688	0.00587	0.9983
H ₂ O	0.38297	0.99413	0.0015
Total	1.000000	1.000	1.0000

iv. Perhitungan Reflux Minimum

Tabel A.56 Hasil Perhitungan Reflux *Methanol-Water Distillation Column*

Komponen	x _{i,f}	α _i	$(\alpha^* x_{i,f}) / (\alpha_i - \theta)$	x _{i,d}	$(\alpha_i^* x_{i,d}) / (\alpha_i - \theta)$
H ₂	0.0000	3004.4119	0.0000	0.0000	0.0000
CO	0.0000	2054.6487	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₄	0.0000	778.3053	0.0000	0.0000	0.0000
N ₂	0.0000	1364.7529	0.0000	0.0000	0.0000
CO ₂	0.0001	358.7085	0.0001	0.0002	0.0002
H ₂ S	0.0000	14.1139	0.0000	0.0000	0.0000
CH ₃ OH	0.6169	1.0000	1.0930	0.9983	1.7687
H ₂ O	0.3830	0.1990	-1.0945	0.0015	-0.0043
Total	1.0000		0.00	1.0000	1.7646

$\theta = 0,4356$ (diperoleh dari hasil goal seek hingga jumlah persamaan = 0)

Dengan persamaan di atas, dan dengan memberikan nilai R sebesar 1.5 kali nilai R_m, maka diperoleh hasil reflux minimum dan reflux sebagai berikut:

$$R_m = 0,765$$

$$R = 1,147$$

v. Perhitungan Stage Actual

Perhitungan stage actual dapat dilakukan dengan bantuan grafik pada gambar xxx dengan melibatkan data berupa R_m , R , dan N_m . Maka,

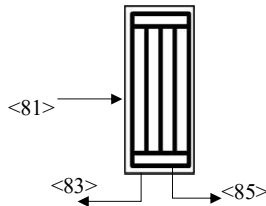
$$R/(R+1) = 0,53$$

$$R_m/(R_m+1) = 0,43$$

$$N_m/N = 0,67 \text{ (diperoleh dengan membaca grafik)}$$

$$N = 13,4328 = 14 \text{ stage (dibulatkan ke atas)}$$

vi. Perhitungan Laju Alir Condensor



Keterangan:

<81> : Aliran gas yang berasal dari kolom

<85> : Aliran liquid sebagai produk utama

<83> : Aliran liquid yang dikembalikan ke kolom

Untuk menghitung aliran atas yang keluar dari kolom sebelum masuk condensor adalah sebagai berikut:

$$V = L + D$$

$$R = L / D$$

$$V = (R+1) D$$

$$R = \text{Reflux ratio} = 1,1469$$

$$D = \text{Distilat} = 2566,2083 \text{ kmol/h}$$

$$V = \text{Feed condenser} = 5509,4776 \text{ kmol/h}$$

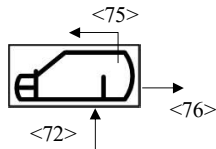
$$L = \text{Reactify liquid} = 2943,2693 \text{ kmol/h}$$

Tabel A.57 Hasil Perhitungan Reflux *Methanol-Water Distillation Column*

Masuk	Keluar
Aliran <81>	Aliran <83>

Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
H ₂	0.0000	0.0034	H ₂	0.0000	0.0018
CO	0.0000	0.0321	CO	0.0000	0.0171
CH ₄	0.0000	0.5951	CH ₄	0.0000	0.3179
N ₂	0.0000	0.0065	N ₂	0.0000	0.0035
CO ₂	0.0003	55.3996	CO ₂	0.0003	29.21
H ₂ S	0.0000	0.0073	H ₂ S	0.0000	0.0039
CH ₃ OH	0.9988	156743.26	CH ₃ OH	0.9988	74672.55
H ₂ O	0.0009	80.90	H ₂ O	0.0009	35.50
Total	1.0000	156879.80	Total	1.0000	74737.60
Aliran <85>					
		Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	
		H ₂	0.0000	0.0016	
		CO	0.0000	0.0149	
		CH ₄	0.0000	0.2772	
		N ₂	0.0000	0.0030	
		CO ₂	0.0003	25.8041	
		H ₂ S	0.0000	0.0034	
		CH ₃ OH	0.9988	82070.71	
		H ₂ O	0.0009	45.40	
		Total	1.0000	82142.20	
TOTAL		156879.80	TOTAL		156879.80

vii. Perhitungan Laju Alir Reboiler



Keterangan:

<72> : Aliran liquid yang berasal dari kolom

<75> : Aliran gas yang dikembalikan ke kolom

<76> : Aliran liquid yang akan menuju ke *waste water treatment*

Untuk menghitung aliran bawah yang keluar dari kolom sebelum masuk reboiler dapat diperoleh dari perhitungan hysys sebagai berikut:

$s = \text{boil up ratio} = 2,45$ (dari hysys)

$V = (s+1) B$

Output Reboiler kembali ke Kolom = $V - B$

$B = \text{Bottom} = 1601,7150 \text{ kmol/h}$

$V = \text{Feed reboiler} = 2969,8075 \text{ kmol/h}$

Output Reboiler kembali ke Kolom = $1095,0925 \text{ kmol/h}$

Tabel A.58 Neraca Massa Aliran CO₂-Methanol Reboiler

Masuk			Keluar		
Aliran <72>			Aliran <75>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
H ₂	4.01E-20	0.0000	H ₂	4.01E-20	0.0000
CO	3.67E-18	0.0000	CO	3.67E-18	0.0000
CH ₄	7.17E-14	0.0000	CH ₄	7.17E-14	0.0000
N ₂	1.18E-17	0.0000	N ₂	1.18E-17	0.0000
CO ₂	5.54E-10	0.0000	CO ₂	5.54E-10	0.0000
H ₂ S	2.75E-12	0.0000	H ₂ S	2.75E-12	0.0000
CH ₃ OH	0.0106	1063.47	CH ₃ OH	0.0106	755.22
H ₂ O	0.9894	98960.87	H ₂ O	0.9894	70276.56
Total	1.0000	100024.33	Total	1.0000	71031.77
			Aliran <76>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			H ₂	4.01E-20	0.0000
			CO	3.67E-18	0.0000
			CH ₄	7.17E-14	0.0000
			N ₂	1.18E-17	0.0000
			CO ₂	0.0000	0.0000
			H ₂ S	0.0000	0.0000
			CH ₃ OH	0.0106	308.25
			H ₂ O	0.9894	28684.31
Total	1.0000	28992.56			
TOTAL	100024.33	TOTAL	100024.33		

Berdasarkan seluruh perhitungan di atas, dapat diperoleh neraca massa sebagai berikut:

Tabel A.59 Neraca Massa CO₂-Methanol Distillation Column

Masuk			Keluar		
Aliran <70>			Aliran <85>		
Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)	Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
H ₂	0.0000	0.0016	H ₂	0.0000	0.0016
CO	0.0000	0.0149	CO	0.0000	0.0149
CH ₄	0.0000	0.2772	CH ₄	0.0000	0.2772
N ₂	0.0000	0.0030	N ₂	0.0000	0.0030
CO ₂	0.0002	25.8041	CO ₂	0.0003	25.8041
H ₂ S	0.0000	0.0034	H ₂ S	0.0000	0.0034
CH ₃ OH	0.7411	82378.9589	CH ₃ OH	0.9988	82070.71
H ₂ O	0.2587	28755.8034	H ₂ O	0.0009	45.40
Total	1.0000	111160.87	Total	1.0000	82173.6202
			Aliran <76>		
			Komponen	Fraksi Massa	Massa (kg/h)
			H ₂	4.01E-20	0.0000
			CO	3.67E-18	0.0000
			CH ₄	7.17E-14	0.0000
			N ₂	1.18E-17	0.0000
			CO ₂	5.54E-10	0.0000
			H ₂ S	2.75E-12	0.0000
			CH ₃ OH	0.0104	308.25
			H ₂ O	0.9896	28684.31
Total	1.0000	28987.2462			
TOTAL	111160.9		TOTAL	111160.9	

APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI

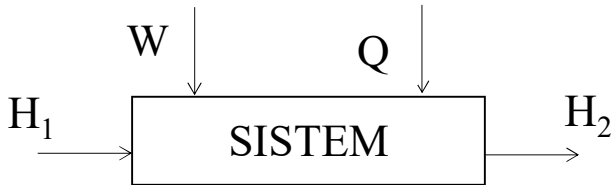
Perhitungan neraca energi ini menggunakan:

Basis operasi	=	1 jam		
Tref	=	25 °C	=	298,15 K
Pref	=	100 kPa	=	1 bar
R	=	8,314 kJ/kmol.K	=	

Kapasitas Produksi	=	650.000,00 ton/tahun
	=	1.969,70 ton/hari
	=	82.070,71 kg/jam
Kebutuhan batubara	=	195.000,00 kg/jam
1 tahun operasi	=	330,00 hari/tahun
Waktu operasi	=	24,00 jam/hari

Neraca energi

Energi Masuk - Energi Keluar + Generasi Energi - Konsumsi Energi = Akumulasi



$$\Delta E = Q + W - n(\Delta H + \Delta E_k + \Delta E_p) \quad (\text{B.1})$$

dimana :

- ΔE : Akumulasi energi
- Q : Panas yang masuk sistem
- W : Kerja yang masuk sistem
- ΔH : $H_2 - H_1$ (Entalpi keluar - Entalpi masuk)
- ΔE_k : Perubahan energi kinetik
- ΔE_p : Perubahan energi potensial

- Asumsi :
1. Tidak ada akumulasi energi pada sistem ($\Delta E = 0$)
 2. Perubahan energi kinetik diabaikan ($\Delta E_k = 0$)
 3. Perubahan energi potensial diabaikan ($\Delta E_p = 0$)

Untuk menghitung entalpi untuk komponen yang pada kondisi *reference* berfase gas dan kondisi operasi gas.

$$(\Delta H) = H_0^{ig} + \langle C_p^{ig} \rangle_H (T - T^0) + HR \quad (\text{B.2})$$

dimana nilai $H_0^{ig} = 0$

Maka, persamaan menjadi

$$(\Delta H) = \langle C_p^{ig} \rangle_H (T - T^0) + HR \quad (B.3)$$

Untuk menghitung kapasitas panas gas menggunakan persamaan :

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right] \quad (B.4)$$

dimana $\tau = \frac{T}{T_0}$ dan T dari 298,15 K sampai T maksimum

Tabel B.1 Data kapasitas panas masing-masing komponen gas

Komponen	A	B	C	D
CH ₄ (g)	1,702	0,00908	-2,164E-06	
CO (g)	3,376	0,00056		-3100
CO ₂ (g)	5,457	0,00105		-115700
H ₂ (g)	3,249	0,00042		8300
H ₂ S (g)	3,931	0,00149		-23200
COS (g) **	20,91	0,09279	-0,0001	0,0000001
N ₂ (g)	3,280	0,00059		4000
O ₂ (g)	3,639	0,00051		-22700
H ₂ O (g)	3,470	0,00145		12100
H ₂ O (l)	8,712	0,00125	-180000	
Udara	3,355	0,00058		-1600

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

** Appendiks E Yaws (2014)

Untuk menghitung H^R digunakan persamaan-persamaan berikut :

$$H^R = P_r R T_c \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right] \quad (B.5)$$

$$B^0 = 0.083 - \frac{0.422}{T_r^{1.6}} \quad (B.6)$$

$$\frac{dB^0}{dT_r} = \frac{0.675}{T_r^{2.6}} \quad (B.7)$$

$$B^1 = 0.139 - \frac{0.172}{T_r^{4.2}} \quad (B.8)$$

$$\frac{dB^1}{dT_r} = \frac{0.722}{T_r^{5.2}} \quad (B.9)$$

Hingga T_r dan P_r dihitung dengan rumus :

$$Tr = \frac{T}{T_c} \quad \text{dan} \quad Pr = \frac{P}{P_c}$$

Tabel B.2 Properties zat murni

Komponen	BM	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cc/mol)	Tn(K)
CH ₄	16,04	0,01	190,60	45,99	0,286	98,6	111,4
CO	28,01	0,05	132,90	34,99	0,299	93,4	81,7
CO ₂	44,01	0,22	304,20	73,83	0,274	94	

H ₂	2,016	-0,22	33,19	13,13	0,305	64,1	20,4
H ₂ S	34,08	0,09	373,50	89,63	0,284	98,5	212,8
COS**	60,08	0,10	378,80	63,49	0,272	135,1	223
N ₂	28,01	0,04	126,20	34,00	0,289	89,2	77,3
H ₂ O	18,02	0,35	647,10	220,55	0,229	55,9	373,2
O ₂	32	0,02	154,60	50,43	0,288	73,4	90,2
Udara	28,85	0,04	132,20	37,45	0,289	84,8	

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

** Appendiks E Yaws (2014)

Untuk menghitung kapasitas panas komponen yang berfase liquid menggunakan persamaan :

$$\text{Equation 1} \quad (C_p) = [C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4] \quad \text{J/kmol.K} \quad (\text{B.10})$$

Equation 2 **

$$(C_p) = \left[\frac{C_1 T}{t} + C_2 - \left(\frac{2xC_1xC_3}{t} \right) - (C_1 x C_4)t^2 - (C_3^{\frac{2}{3}})t^3 - \left(C_3 x \frac{C_4}{2} \right)t^4 - (C_4^{\frac{2}{5}})t^5 \right] \text{J/kmol.K} \quad (\text{B.11})$$

dimana $t = 1 - Tr$

Tabel B.3 Data kapasitas panas masing-masing komponen *liquid*

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
CH ₄ (l)**	65,71	38883	-257,95	614,07	0,000000
H ₂ O(l)*	276370	-2090,1	8,13	-0,01	0,000009

(Perry, 2008)

Entalpi *solid*

Untuk menghitung entalpi solid digunakan persamaan :

$$(\Delta H) = C_p (T - T_0)$$

$$\frac{C_p}{R} = [A + BT + DT^{-2}] \quad (\text{B.12})$$

Tabel B.4 Data kapasitas panas masing-masing komponen *solid*

Komponen	A	B	C	D
C(s)	1,771	0,00077		-86700,0
ZnO(s)**	11,40	0,00145		-182400,0
ZnS(s)**	12,81	0,00095		-194600,0

Sumber : * Appendiks C Smith dkk. (2018)

** Perry (2008)

dimana T dari 298,15 K sampai T maksimum

Untuk menghitung entalpi batubara digunakan persamaan :

$$(\Delta H) = C_p (T - T_0)$$

C_p batubara dianggap konstan pada suhu sekitar 30 °C - 40 °C. Untuk T kurang dari sama dengan 100 °C, dengan harga C_p :

$$C_p = 1015,32 + 812,26 V^{\text{daf}} \quad (\text{Joule/kg.K}) \quad (\text{B.13})$$

dimana V^{daf} adalah kandungan volatile matter batubara dalam *dry ash free*.

(Lesniak dkk., 2013)

Dari PT. Kaltim Prima Coal diperoleh data komposisi batubara sebagai berikut :

Tabel B.5 Data komposisi batubara berdasarkan analisa proksimat

Komponen	%w (adb)	%w (db)
Volatile Matter (VM)	38	46,34
Fixed Carbon (FM)	41	50,00
Inherent Moisture (IM)	18	-
Ash	3	3,66
Total	100	100

Tabel B.6 Komposisi batubara berdasarkan analisa proksimat dalam *dry-ash free*

Komponen	%w (db)	%w (daf)
Volatile Matter (VM)	46,34	48,10
Fixed Carbon (FM)	50,00	51,90
Total	96,34	100,00

Dengan menggunakan persamaan B.13 dapat dihitung Cp batubara daf :

$$\begin{aligned}
 \text{Cp batubara} &= 1015,32 + 812,26 V^{\text{daf}} \\
 &= 1015,32 + 812,26 (48,10\%) \\
 &= 1406,03 \text{ J/kg.K} \\
 \text{Cp batubara} &= 1,406 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

Untuk menghitung entalpi ash digunakan persamaan :

$$(\Delta H) = C_p (T - T^0) \quad \text{(B.14)}$$

$$C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T \text{ (kJ/kg.K)} \quad \text{(Lesniak dkk., 2013)}$$

Untuk menghitung entropi digunakan persamaan :

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right) \quad \text{(B.15)}$$

$$\frac{\Delta \text{Sig}}{R} = \frac{<C_p^{ig}>_s}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0} \quad \text{(B.16)}$$

$$\frac{<C_p^{ig}>_s}{R} = A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0} T^2 + \frac{D}{T^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right) \quad \text{(B.17)}$$

Data panas pembentukan pada suhu reference menggunakan data-data berikut :

Tabel B.7 Panas pembentukan komponen pada 298,15 K

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)
CH ₄ (g)	-74520
CO (g)	-110525
CO ₂ (g)	-393509
COS (g) **	-142000
H ₂ S (g)	-20630
H ₂ O (g)	-241818

ZnO _(s) ***	-348778
ZnS _(s) ***	-189535
NaOH _(s)	-425609
Na ₂ CO ₃ (s)	-1130680

* Appendiks B Smith dkk. (2018)

** Appendiks E Yaws (2014)

*** Tabel 2-178 (kcal/mol = 4184 J/mol) dari Perry (2008)

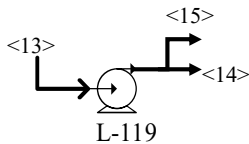
$$\Delta H_{298}^f \text{ Ash} = -882.393,78 \text{ J/mol} \quad (\text{Mehmood dkk., 2012})$$

$$\Delta H_{298}^f \text{ Batubara} = -2.500,00 \text{ kJ/kg} = -2.227.791,302 \text{ J/mol} \quad (\text{Sciazko, 2013})$$

Untuk selanjutnya perlu diperhatikan bahwa :

- Yang dimaksud Batubara adalah batubara dengan kandungan ultimat dan *ash*
- Yang dimaksud H₂O (IM) adalah *inherent moisture* /kandungan air batubara
- Yang dimaksud Batubara (daf) adalah batubara *dry-ash free* atau batubara dengan kandungan unsur ultimat saja tanpa *moisture* dan *ash* .

1. Feed Slurry Pump (L-119)



a. Energi Masuk

i. *Slurry* batubara

$$T_0 = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,017$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Tabel B.8 Komposisi batubara masuk *feed slurry pump*

Komponen	Fraksi Mol	kmol/hr	Massa (kg/hr)
Batubara bebas <i>ash</i>	0,0431	212,26	189150,00
<i>Ash</i>	0,0145	71,56	5850,00
H ₂ O	0,9424	4642,86	83571,43
Total	1,0000	4926,68	278571,43

$$\begin{aligned} C_p \text{ batubara} &= 1015,32 + 812,26 V^{\text{daf}} \\ &= 1015,32 + 812,26 (48,10\%) \\ &= 1406,03 \text{ J/kg.K} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ batubara} = 1,41 \text{ kJ/kgK}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{batubara}} &= m C_p \Delta T \\ &= 189150 \text{ kg} \times 1,41 \text{ kJ/kg.K} \times (303,15 - 298,15) \text{ K} \\ \Delta H_{\text{batubara}} &= 1329750,36 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

ii. Ash

$$\begin{aligned}T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ T &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\ P &= 1 \text{ bar}\end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus B.14 didapatkan :

$$\begin{aligned}C_p \text{ ash} &= 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T \text{ (kJ/kg.K)} \\ &= 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} \times (303,15) \\ C_p \text{ ash} &= 0,77 \text{ kJ/kg.K} \\ \Delta H \text{ ash} &= m C_p \Delta T \\ &= 5850 \text{ kg/h} \times 0,77 \text{ kJ/kg.K} \times (303,15 - 298,15) \text{ K} \\ \Delta H \text{ ash} &= 22577,82 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

iii. H₂O

Komponen	C1	C2	C3	C4	C5
H ₂ O _(l)	276370	-2090,1	8,13	-0,01	0,000009

$$(C_p) = [C_1 + C_2 T + C_3 T^2 + C_4 T^3 + C_5 T^4]$$

$$\begin{aligned}C_p \text{ H}_2\text{O} &= [276370 + (-2090,1)(303,15) + 8,125(303,15^2) + (-0,014116)(303,15^3) \\ &\quad + 0,0000093701(303,15^4)] \\ C_p \text{ H}_2\text{O} &= 75314,97 \text{ J/kmol.K} = 75,31 \text{ kJ/kmol.K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= m C_p \Delta T \\ &= 4643 \text{ kmol/h} \times 75,31 \text{ kJ/kmol.K} \times (303,15 - 273,15) \text{ K} \\ \Delta H \text{ H}_2\text{O} &= 10490299,88 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Energi masuk} &= \Delta H \text{ H}_2\text{O} + \Delta H \text{ ash} + \Delta H \text{ batubara} \\ \text{Energi masuk} &= 1,0\text{E}+07 + 2,3\text{E}+04 + 1,3\text{E}+06 \\ \text{Energi masuk} &= 11842628,06 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

b. Energi Keluar

$$\begin{aligned}T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ T &= 30,57 \text{ }^\circ\text{C} = 303,72 \text{ K} \quad (\text{Simulasi Hysys}) \\ P &= 30 \text{ bar} \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K}\end{aligned}$$

i. Slurry batubara

$$\begin{aligned}C_p \text{ batubara} &= 1,41 \text{ kJ/kg.K} \\ \Delta H \text{ batubara} &= 1482143,38 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

ii. Ash

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 30,57 \text{ }^\circ\text{C} = 303,72 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

Dengan menggunakan rumus B.14 didapatkan :

$$C_p \text{ ash} = 0,77 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H \text{ ash} = 25176,27 \text{ kJ/hr}$$

iii. H₂O

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75308,53 \text{ J/kmolK} = 75,31 \text{ kJ/kmolK}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 10689754,54 \text{ kJ/hr}$$

$$\text{Energi keluar} = \Delta H \text{ H}_2\text{O} + \Delta H \text{ ash} + \Delta H \text{ batubara}$$

$$\text{Energi keluar} = 1,1\text{E}+07 + 2,5\text{E}+04 + 1,5\text{E}+06$$

$$\text{Energi keluar} = 12197074,19 \text{ kJ/hr}$$

c. Kerja Pompa

$$W = \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk}$$

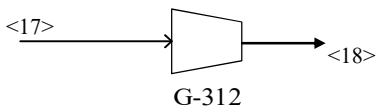
$$W = 12197074,19 - 11842628,06$$

$$W = 354446,13 \text{ kJ/hr}$$

Tabel B.9 Neraca energi *feed slurry pump*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <13>		aliran <14>	
Batubara bebas ash	1329750,36	Batubara bebas ash	1259821,87
Ash	22577,82	Ash	21399,83
H ₂ O	10490299,88	H ₂ O	9086291,36
Total	11842628,06	Total	10367513,06
Kerja Pompa		aliran <15>	
W pompa	354446,13	Batubara bebas ash	222321,51
Total	354446,13	Ash	3776,44
		H ₂ O	1603463,18
		Total	1829561,13
Total Masuk	12197074,19	Total Keluar	12197074,19

2. Oxygen Compressor (G-312)



a. Energi Masuk

i. O₂

$$\begin{aligned} T_0 &= 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\ T &= 26,9 \text{ }^\circ\text{C} = 300,05 \text{ K} \\ P &= 10 \text{ bar} \\ P_0 &= 1 \text{ bar} \\ \tau &= 1,006 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
O _{2(g)}	3,639	0,506		-0,227

Dari neraca massa didapatkan kebutuhan O₂: 4350,26 kmol/jam

$$\frac{\langle C_p^{ig} \rangle_H}{R} = \left[A + \frac{B}{2} T_0(\tau+1) + \frac{C}{3} T_0^2(\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2} \right]$$

Cp Oksigen = 29,40 J/molK

H_{ig} = m Cp ΔT

= 4350 kmol/h × 29,40 J/mol.K × (300,05 - 298,15) K

H_{ig} = 243033 kJ/hr

Komponen	BM	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cc/mol)	Tn(K)
O ₂	32	0,02	154,60	50,43	0,288	73,4	90,2

$$Tr = \frac{T}{Tc} \quad Pr = \frac{P}{Pc} \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{Tr^{1,6}}$$

$$Tr = \frac{300,05}{154,60} \quad Pr = \frac{10,00}{50,43} \quad B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{1,96^{1,6}}$$

$$Tr = 1,9408 \quad Pr = 0,1983 \quad B^0 = -0,063$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{Tr^{4,2}} \quad \frac{dB^0}{dTr} = \frac{0,675}{Tr^{2,6}} \quad \frac{dB^1}{dTr} = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

$$B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{1,96^{4,2}} \quad \frac{dB^0}{dTr} = \frac{0,675}{Tr^{2,6}} \quad \frac{dB^1}{dTr} = \frac{0,722}{Tr^{5,2}}$$

$$B^1 = 0,128 \quad \frac{dB^0}{dTr} = 0,120 \quad \frac{dB^1}{dTr} = 0,023$$

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
O ₂	1,94082	0,20	-0,06	0,128	0,12038	0,02296

$$H^R = P_r R T_c \left[B^0 - T_r \frac{dB^0}{dT_r} + \omega \left(B^1 - T_r \frac{dB^1}{dT_r} \right) \right]$$

H_R = -75,1501 J/mol = -326922,3095 kJ/hr

$$\begin{aligned}
 \text{H Oksigen} &= H_{ig} + H_R \\
 &= 243032,64 + -326922,3095 \\
 &= -83889,67 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

$$\text{Energi masuk} = -83889,67 \text{ kJ/hr}$$

b. Menghitung T keluar

Asumsi awal kompresor bekerja dengan menggunakan efisiensi sebesar 100% sehingga hal tersebut berarti kompresor bekerja secara isentropis atau $\Delta S=0$

$$\Delta S = 0$$

$$\Delta S \text{ masuk} = \Delta S \text{ keluar}$$

i. Aliran masuk

$$\begin{aligned}
 \frac{<C_p^{ig}>_S}{R} &= A + \left[B_{T_0} + \left(C_{T_0}^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau + 1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau - 1}{\ln \tau} \right) \\
 C_p^{ig}/R &= 3,536597432
 \end{aligned}$$

$$\frac{\Delta S_{ig}}{R} = \frac{<C_p^{ig}>_S}{R} \ln \frac{T}{T_0} - \ln \frac{P}{P_0}$$

$$\Delta S_{ig} = -18,95691078 \text{ J/mol}$$

$$\frac{S^R}{R} = -P_r \left(\frac{dB^0}{dT_r} + \omega \frac{dB^1}{dT_r} \right)$$

$$S_R = -0,199289677 \text{ J/mol}$$

$$\Delta S \text{ masuk} = (\Delta S_{ig} + S_R) \times \text{Jumlah mol}$$

$$\Delta S \text{ masuk} = -83334,427 \text{ kJ/hr}$$

ii. Aliran keluar

$$\Delta S \text{ keluar} = -83334,427 \text{ kJ/hr}$$

Dari nilai ΔS keluar dapat diketahui T keluar ketika *feed* mengalami kenaikan tekanan dari 1 bar menjadi 30 bar menggunakan goal seek.

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 134 \text{ }^\circ\text{C} = 407,12 \text{ K} \quad (\text{goal seek})$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$P_0 = 1 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,365$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

$$C_p^{ig}/R = 3,625955661$$

$$\Delta S_{ig} = -18,8864103 \text{ J/mol}$$

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
O ₂	2,6334	0,59	-0,01	0,136	0,05445	0,0047

$$S_R = -0,269790107 \text{ J/mol}$$

$$\Delta S_{\text{keluar}} = (\Delta S_{\text{ig}} + S_R) \times \text{Jumlah mol}$$

$$\Delta S_{\text{keluar}} = -83334,427 \text{ kJ/hr} \quad (\text{goal seek})$$

c. Energi Keluar

i. O₂

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 134 \text{ }^\circ\text{C} = 407,12 \text{ K}$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,365$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10 ³ B	10 ⁶ C	10 ⁻⁵ D
O ₂ (g)	3,639	0,506		-0,227

Dari neraca massa didapatkan kebutuhan Oksigen 4350,26 kmol/jam

$$C_p \text{ Oksigen} = 30,18 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta H_{\text{ig}} = 14308816 \text{ kJ/hr}$$

Komponen	BM	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cc/mol)	Tn (K)
O ₂	32	0,02	154,60	50,43	0,288	73,4	90,2

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
O ₂	2,6334	0,59	-0,01	0,136	0,05445	0,00470

$$\Delta H_R = -112,6238 \text{ J/mol} = -489942,81 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Oksigen} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R \\ &= 14308816 + -489942,8071 \\ &= 13818873 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$\text{Energi keluar} = 13818873,45 \text{ kJ/hr}$$

d. Kerja Kompresor

$$W_{\text{is}} = \text{Energi keluar} - \text{Energi masuk}$$

$$W_{\text{is}} = 13818873,5 - -83889,67$$

$$W_{\text{is}} = 13902763,12 \text{ kJ/hr}$$

$$\text{Asumsi } \eta = 80\%$$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{W_{\text{is}}}{\eta}$$

$$W_{\text{kompresor}} = \frac{13902763,12}{80\%}$$

$$W_{\text{kompresor}} = 17378453,90 \text{ kJ/hr}$$

e. Menghitung T keluar sebenarnya

$$\text{Energi keluar} = \text{Energi masuk} + W_{\text{kompresor}}$$

$$\text{Energi keluar} = -83889,67 + 17378453,90$$

$$\text{Energi keluar} = 17294564,23 \text{ kJ/hr}$$

$$T_0 = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T = 159,3 \text{ }^\circ\text{C} = 432,41 \text{ K} \quad (\text{goal seek})$$

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,450$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	A	10^3 B	10^6 C	10^{-5} D
O ₂ (g)	3,639	0,506		-0,227

Dari neraca massa didapatkan kebutuhan Oksigen 4350,26 kmol/jam

$$C_p \text{ Oksigen} = 30,33 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta H_{\text{ig}} = 17713023 \text{ kJ/hr}$$

Komponen	BM	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Zc	Vc (cc/mol)	Tn(K)
O ₂	32	0,02	154,60	50,43	0,288	73,4	90,2

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	$\frac{dB^0}{T_r}$	$\frac{dB^1}{T_r}$
O ₂	2,79695	0,59	0,00	0,137	0,04655	0,00343

$$\Delta H_R = -96,1916 \text{ J/mol} = -418458,4618 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H \text{ Oksigen} = \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R$$

$$= 17713023 + -418458,4618$$

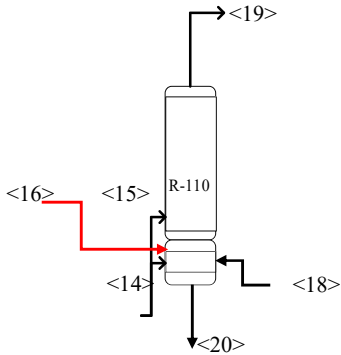
$$\Delta H \text{ Oksigen} = 17294564 \text{ kJ/hr}$$

$$\text{Energi keluar} = 17294564,23 \text{ kJ/hr} \quad (\text{goal seek})$$

Tabel B.10 Neraca energi oxygen compressor

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <17>		aliran <18>	
O ₂	-83889,67	O ₂	17294564,23
Total	-83889,67	Total	17294564,23
Kerja Kompresor			
W kompresor	17378453,90		
Total	17378453,90		
Total Masuk	17294564,23	Total Keluar	17294564,23

3. Gasifier (R-110)



a. Energi Masuk

$$\begin{aligned}T_0 &= 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K} \\T &= 30,57 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,72 \text{ K} \\P &= 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} \\ \tau &= 1,019 \\R &= 8,314 \text{ J/mol.K}\end{aligned}$$

i. Slurry batubara

Terlampir pada perhitungan sebelumnya, yaitu *Feed Slurry Pump*.

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{batubara}} &= 1482143,38 \text{ kJ/hr} \\ \Delta H_{\text{batubara (daf)}} &= 1259822 \text{ kJ/hr (masuk stage pertama)} \\ \Delta H_{\text{batubara (daf)}} &= 222322 \text{ kJ/hr (masuk stage kedua)}\end{aligned}$$

ii. Ash

Terlampir pada perhitungan sebelumnya, yaitu *Feed Slurry Pump*.

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{ash}} &= 25176,27 \text{ kJ/hr} \\ \Delta H_{\text{ash}} &= 21399,83 \text{ kJ/hr (masuk stage pertama)} \\ \Delta H_{\text{ash}} &= 3776,44 \text{ kJ/hr (masuk stage kedua)}\end{aligned}$$

iii. H₂O

Terlampir pada perhitungan sebelumnya, yaitu *Feed Slurry Pump*.

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = 10689754,54 \text{ kJ/hr}$$

iv. Oksigen

Terlampir pada perhitungan energi keluar dari *Oxygen Compressor*.

$$\Delta H_{\text{Oksigen}} = 17294564,23 \text{ kJ/hr}$$

v. Steam (*Saturated*)

$$\begin{aligned}T &= 233,8 \text{ } ^\circ\text{C} = 506,99 \text{ K} \\P &= 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Dari perhitungan *goal seek* kebutuhan *steam* : 1699,55 kmol/hr = 30592 kg/hr

$$\begin{aligned} \text{Dari steam table pada kondisi tersebut, nilai entalpi (H-v)} &= 2802,29 \text{ kJ/kg} \\ &= 85727666 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{in} &= \Delta H_{\text{batubara}} + \Delta H_{\text{ash}} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} + \Delta H_{\text{oksigen}} + \Delta H_{\text{steam}} \\ &= 115219304,46 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Stage Pertama (85% batubara)

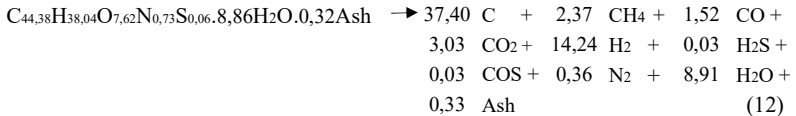
Zona Devolatilisasi

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{reaktan}} = 303,72 \text{ K}$$

$$T_{\text{produk}} = 1238,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$



Feed masuk stage pertama:

$$\text{Mol batubara terkonversi} = 186,00 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol CH}_4 \text{ yang terbentuk} = 441,29 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol CO yang terbentuk} = 283,16 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol CO}_2 \text{ yang terbentuk} = 563,77 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol H}_2 \text{ yang terbentuk} = 2647,75 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol H}_2\text{S yang terbentuk} = 5,11 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol COS yang terbentuk} = 5,11 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol N}_2 \text{ yang terbentuk} = 67,81 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol H}_2\text{O yang terbentuk} = 1657,50 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol Ash yang terbentuk} = 60,82 \text{ kmol/hr}$$

$$\text{Mol C yang terbentuk} = 6956,04 \text{ kmol/hr}$$

Panas Reaksi pada Suhu 298,15

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$ (kJ/hr) [stage pertama]
Batubara	-2.227.791,302	-414375000
CH ₄ (g)	-74.520	-32885047,78
CO (g)	-110.525	-31296607,84
CO ₂ (g)	-393.509	-221848113
H ₂ (g)	0	0
COS (g)	-142.000	-726321,6797
H ₂ S (g)	-20.630	-105521,2412
N ₂ (g)	0	0

H ₂ O (g)	-241.818	-400813335
Ash	-882.394	-53670688

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -741345635 - -414375000 \\ &= -326970635 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Zona Pembakaran

$$\begin{aligned} P &= 3000 \text{ kPa} = 30 \text{ bar} \\ T_{\text{reaktan}} &= 1238,15 \text{ K} \\ T_{\text{produk}} &= 1238,15 \text{ K} \\ T_0 &= 298,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol C yang terkonversi} &= 6847,67 \text{ kgmol} \\ \text{Mol O}_2 \text{ yang terkonversi} &= 4350,26 \text{ kgmol} \\ \text{Mol H}_2\text{O yang terkonversi} &= 3978,46 \text{ kgmol} \\ \text{Mol CO yang terbentuk} &= 8473,95 \text{ kgmol} \\ \text{Mol CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= 1085,57 \text{ kgmol} \\ \text{Mol H}_2 \text{ yang terbentuk} &= 3978,46 \text{ kgmol} \end{aligned}$$

Panas Reaksi pada Suhu 298,15

Komponen	$\Delta H_{298}^f \text{ (J/mol)}$	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$
CO (g)	-110.525	-936583544
CO ₂ (g)	-393.509	-382604074
C (s)	0	0
O ₂ (g)	0	0
H ₂ (g)	0	0
H ₂ O (g)	-241.818	-962062340

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -1319187618 - -962062340 \\ &= -357125279 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Stage Kedua (15% batubara + produk stage pertama)

Zona Devolatilisasi (15% batubara)

$$\begin{aligned} P &= 3000 \text{ kPa} = 30 \text{ bar} \\ T_{\text{reaktan}} &= 303,72 \text{ K} \\ T_{\text{produk}} &= 1235,65 \text{ K} \\ T_0 &= 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 1,02 \end{aligned}$$

Feed masuk stage kedua:

$$\text{Mol batubara terkonversi} = 32,82 \text{ kmol/hr}$$

Mol CH ₄ yang terbentuk	=	77,87	kmol/hr
Mol CO yang terbentuk	=	49,97	kmol/hr
Mol CO ₂ yang terbentuk	=	99,49	kmol/hr
Mol H ₂ yang terbentuk	=	467,25	kmol/hr
Mol H ₂ S yang terbentuk	=	0,90	kmol/hr
Mol COS yang terbentuk	=	0,90	kmol/hr
Mol N ₂ yang terbentuk	=	11,97	kmol/hr
Mol H ₂ O yang terbentuk	=	292,50	kmol/hr
Mol Ash yang terbentuk	=	10,73	kmol/hr
Mol C yang terbentuk	=	1227,54	kmol/hr

Panas Reaksi

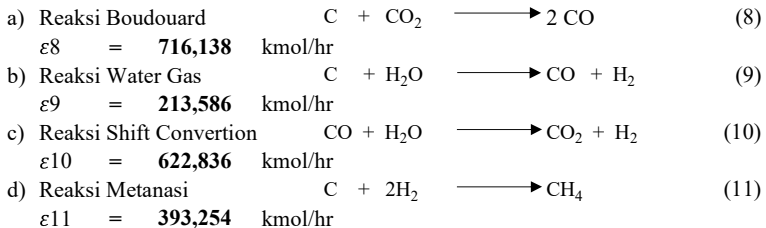
Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$ (kJ/hr) [stage kedua]
Batubara	-2.227.791,302	-73125000
CH ₄ (g)	-74.520	-5803243,726
CO (g)	-110.525	-5522930,796
CO ₂ (g)	-393.509	-39149667
H ₂ (g)	0	0
COS (g)	-142.000	-128174,4141
H ₂ S (g)	-20.630	-18621,39551
N ₂ (g)	0	0
H ₂ O (g)	-241.818	-70731765
Ash	-882.393,78	-9471298

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -130825700 - -73125000 \\ &= -57700700 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Zona Gasifikasi

$$\begin{aligned} P &= 3000 \text{ kPa} = 30 \text{ bar} \\ T_{\text{reaktan}} &= 1238,15 \text{ K} \\ T_{\text{produk}} &= 1235,65 \text{ K} \\ T_0 &= 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 4,15 \end{aligned}$$

Panas Reaksi



Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmo}$	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmo}$	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmo}$	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmo}$
		(8)	(9)	(10)	(11)
CO _(g)	-110.525	-79151134	-23606634	-68838980	0
CO _{2(g)}	-393.509	-281806684	0	-245091681	0
C _(s)	0	0	0	0	0
H _{2(g)}	0	0	0	0	0
CH _{4(g)}	-74.520	0	0	0	-29305259
H _{2O_(g)}	-241.818	0	-51649031	-150613023	0
ΔH reaksi		1,24E+08	2,80E+07	-2,56E+07	-2,93E+07

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H \text{ reaksi (8)-(11)} \\ &= 96601874 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi total} &= \text{devolatil 1} + \text{pembakaran} + \text{devolatil 2} + \text{gasifikasi} \\ &= -326970635 + -357125279 + -57700700 + 96601874 \\ &= -645194739 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Energi Keluar

i. Syngas

$$T = 1235,65 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$P = 29,90 \text{ bar}$$

Tabel B.11 Komposisi keluar *gasifier*

Komponen	Produk		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
C	0,0006	12,93	155,13
O ₂	0,0000	0,00	0,00
CO	0,4251	9830,11	275243,11
CO ₂	0,0716	1655,52	72843,02
H ₂	0,3089	7143,37	14286,74
H ₂ S	0,0003	6,02	204,60
CH ₄	0,0395	912,42	14598,72
COS	0,0003	6,02	361,05
N ₂	0,0034	79,78	2233,73
H ₂ O	0,1504	3477,53	62595,59
<i>Ash</i>	0,0031	71,56	5850,00
Total	1,0000	23123,70	448371,69

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 4,14439$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p \rangle_{ig}$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	60,15	56392,28	51453455,49
CO (g)	31,55	29577,69	290752019,01
CO ₂ (g)	49,42	46332,55	76704610,00
H ₂ (g)	29,89	28022,03	200171784,70
H ₂ S (g)	41,66	39055,33	235018,52
COS (g)	58,81	55138,72	331801,53
N ₂ (g)	31,14	29194,84	2329044,31
H ₂ O (g)	38,37	35969,86	125086378,15
Total			747064111,72

$$\Delta H^{ig} = 747064112 \text{ kJ/hr}$$

Komponen	A	B	C	D
C (s)	1,771	0,00077		-86700,0

$$C_p \text{ carbon} = 22,173 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta H \text{ carbon} = 268728,0 \text{ kJ/hr}$$

$$C_p \text{ ash} = 1,319 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 7234394,0 \text{ kJ/hr}$$

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	$\frac{dB^0}{T_r}$	$\frac{dB^1}{T_r}$
CH ₄ (g)	6,4829	0,6501	0,0618	0,1389	0,0052	0,0000
CO (g)	9,2976	0,8545	0,0711	0,1390	0,0020	0,0000
CO ₂ (g)	4,0620	0,4050	0,0382	0,1385	0,0176	0,0005
H ₂ (g)	37,2296	2,2772	0,0817	0,1390	0,0001	0,0000
H ₂ S (g)	3,3083	0,3336	0,0208	0,1379	0,0301	0,0014
COS (g)	3,2620	0,4709	0,0194	0,1378	0,0312	0,0015
N ₂ (g)	9,7912	0,8794	0,0720	0,1390	0,0018	0,0000
H ₂ O (g)	1,9095	0,1356	-0,0669	0,1276	0,1256	0,0250

Komponen	$\frac{H^R}{RT_c}$	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	0,0192	30,43	27764,37
CO (g)	0,0502	55,43	544895,91
CO ₂ (g)	-0,0012	-2,96	-4906,72
H ₂ (g)	0,1130	31,18	222699,32
H ₂ S (g)	-0,0221	-68,61	-412,88
COS (g)	-0,0328	-103,16	-620,80
N ₂ (g)	0,0526	55,16	4400,23
H ₂ O (g)	-0,0378	-203,59	-707974,34
Total			85845,09

$$\Delta H^R = 85845,09 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{syngas}} &= \Delta H^{\text{ig}} + \Delta H^{\text{R}} + \Delta H_{\text{ash}} \\ &= 7,5\text{E}+08 + 8,6\text{E}+04 + 7,2\text{E}+06 \\ &= 754384351 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

ii. *Dry Slag*

$$T = 1235,65 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 4,144$$

$$P = 29,90 \text{ bar}$$

$$C_p \text{ slag} = C_p \text{ carbon} = 22,173 \text{ J/mol.K}$$

$$\Delta H = \Delta H \text{ carbon} = 268727,954 \text{ kJ/hr}$$

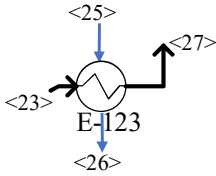
$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{syngas}} + \Delta H_{\text{dry slag}} \\ &= 754384351 + 268727,95 \\ &= 754653079 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asumsi: } Q_{\text{loss}} &= 5\% \text{ dari total energi masuk} \\ Q_{\text{loss}} &= 5\% \times 115219304 \\ Q_{\text{loss}} &= 5760965,22 \text{ kJ/hr}\end{aligned}$$

Tabel B.12 Neraca energi *gasifier*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <14>		aliran <19>	
Batubara	1259821,87	CO	291296914,92
Ash	21399,83	CO ₂	76699703,28
H ₂ O	9086291,36	H ₂	200394484,02
Total	10367513,06	H ₂ S	234605,64
aliran <15>		CH ₄	51481219,86
Batubara	222321,51	COS	331180,73
Ash	3776,44	N ₂	2333444,54
H ₂ O	1603463,18	H ₂ O	124378403,81
Total	1829561,13	Ash	7234393,96
aliran <16>		Total	754384350,77
H ₂ O	85727666,04	aliran <20>	
Total	85727666,04	C	268727,95
aliran <18>		Total	268727,95
O ₂	17294564,23	Panas Reaksi	
Total	17294564,23	Panas Reaksi	-645194739,49
		Total	-645194739,49
		Q _{loss}	
		Q _{loss}	5760965,22
		Total	5760965,22
Total Masuk	115219304,46	Total Keluar	115219304,46

4. Syngas Cooler I (E-123)



a. Energi Masuk

i. Syngas Dari Gasifier

$$T = 962,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 1235,65 \text{ K}$$

$$P = 29,82 \text{ bar}$$

Tabel B.13 Komposisi *syngas* masuk *syngas cooler* I

Komponen	Masuk Syngas Cooler I		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,4253	9830,11	275243,11
CO ₂	0,0716	1655,52	72843,02
H ₂	0,3091	7143,37	14286,74
H ₂ S	0,0003	6,02	204,60
CH ₄	0,0395	912,42	14598,72
COS	0,0003	6,02	361,05
N ₂	0,0035	79,78	2233,73
H ₂ O	0,1505	3477,53	62595,59
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	23110,77	442366,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 4,14439$$

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

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	60,15	56392,28	51453455,49
CO (g)	31,55	29577,69	290752019,01
CO ₂ (g)	49,42	46332,55	76704610,00
H ₂ (g)	29,89	28022,03	200171784,70
H ₂ S (g)	41,66	39055,33	235018,52
COS (g)	58,81	55138,72	331801,53
N ₂ (g)	31,14	29194,84	2329044,31
H ₂ O (g)	38,37	35969,86	125086378,15
Total			747064111,72

* Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH _{4(g)}	6,48	0,65	0,06	0,13893	0,00523	4,3E-05
CO _(g)	9,30	0,85	0,07	0,13899	0,00205	6,7E-06
CO _{2(g)}	4,06	0,40	0,04	0,13852	0,01764	0,00049
H _{2(g)}	37,23	2,27	0,08	0,139	5,6E-05	4,9E-09
H _{2S(g)}	3,31	0,33	0,02	0,13787	0,03008	0,00143
COS _(g)	3,26	0,47	0,02	0,1378	0,03121	0,00154
N _{2(g)}	9,79	0,88	0,07	0,13899	0,00179	5,1E-06
H _{2O(g)}	1,91	0,14	-0,07	0,12763	0,12557	0,02499

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH _{4(g)}	0,02	30,348	27689,67
CO _(g)	0,05	55,282	543429,85
CO _{2(g)}	0,00	-2,956	-4893,51
H _{2(g)}	0,11	31,092	222100,14
H _{2S(g)}	-0,02	-68,428	-411,77
COS _(g)	-0,03	-102,887	-619,13
N _{2(g)}	0,05	55,009	4388,39
H _{2O(g)}	-0,04	-203,037	-706069,52
Total			85614,12

$$C_p \text{ ash} = 1,319 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,4823 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{\text{syngas in}} = \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash}$$

$$= 747149726 \text{ kJ/hr}$$

ii. *Cooling Water Supply*

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,01677$$

H _{2O(l)} *	276370,00	-2090,10	8,125	-0,01412	0,00001
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75314,97348 \text{ J/kmol.K} = 75,31 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 2259449,205 \text{ J/kmol} = 2259,449205 \text{ kJ/kmol}$$

b. Energi Keluar

i. Syngas Dari Cooler

$$T = 355 \text{ }^\circ\text{C} = 628,15 \text{ K}$$

$$P = 29,71 \text{ bar}$$

Tabel B.14 Komposisi syngas keluar syngas cooler I

Komponen	Keluar Syngas Cooler I		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,4253	9830,11	275243,11
CO ₂	0,0716	1655,52	72843,02
H ₂	0,3091	7143,37	14286,74
H ₂ S	0,0003	6,02	204,60
CH ₄	0,0395	912,42	14598,72
COS	0,0003	6,02	361,05
N ₂	0,0035	79,78	2233,73
H ₂ O	0,1505	3477,53	62595,59
Total	1,0000	23110,77	442366,56

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,10683$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	<Cp ^{ig} > _H	H ^{ig}	H ^{ig} x kmol
CH ₄ (g)	45,10	14881,48	13578164,10
CO(g)	30,08	9924,83	97562194,19
CO ₂ (g)	44,26	14604,87	24178691,99
H ₂ (g)	29,01	9571,85	68375287,93
H ₂ S(g)	37,39	12338,65	74248,81
COS(g)	51,90	17125,73	103055,39
N ₂ (g)	29,73	9811,20	782697,37
H ₂ O(g)	34,97	11540,15	40131241,56
Total			244785581,33

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄ (g)	3,2956	0,6460	0,0204	0,1379	0,0304	0,0015
CO(g)	4,7265	0,8490	0,0478	0,1387	0,0119	0,0002
CO ₂ (g)	2,0649	0,4024	-0,0493	0,1308	0,1025	0,0166
H ₂ (g)	18,9259	2,2626	0,0792	0,1390	0,0003	0,0000
H ₂ S(g)	1,6818	0,3314	-0,1007	0,1196	0,1747	0,0484
COS(g)	1,6583	0,4679	-0,1049	0,1184	0,1812	0,0520
N ₂ (g)	4,9774	0,8737	0,0506	0,1388	0,0104	0,0002
H ₂ O(g)	0,9707	0,1347	-0,3596	-0,0559	0,7292	0,8427

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R	H ^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,05	-79,992	-72986,01
CO(g)	0,00	-1,680	-16514,56
CO ₂ (g)	-0,10	-243,459	-403052,20

H ₂ (g)	0,10	26,876	191986,31
H ₂ S (g)	-0,13	-402,324	-2421,02
COS (g)	-0,19	-592,780	-3567,10
N ₂ (g)	0,00	3,761	300,02
H ₂ O (g)	-0,18	-992,009	-3449742,70
Total			-3755997,25

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ ash} &= 0,963 \text{ kJ/kg.K} & C_p &= 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T \\
 \Delta H \text{ ash} &= 0,3520 \text{ kJ/hr} \\
 \Delta H_{\text{syngas out}} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash} \\
 &= 241029584 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \Delta H_{\text{syngas in}} - \Delta H_{\text{syngas out}} \\
 &= 506120141,88 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

ii. *Cooling Water Return*

$$T = 45 \text{ } ^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

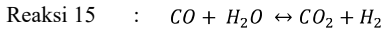
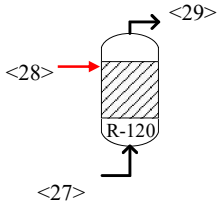
c. *Kebutuhan cooling water*

$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\
 m &= \frac{506120141,88}{75,31 \times (318,15 - 303,15)} \\
 m &= 448003,12 \text{ kmol/hr} = 8064056,09 \text{ kg/hr}
 \end{aligned}$$

Tabel B.15 Neraca energi *syngas cooler* I

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <23>		aliran <27>	
CO	291295448,86	CO	97545679,63
CO ₂	76699716,49	CO ₂	23775639,78
H ₂	200393884,84	H ₂	68567274,24
H ₂ S	234606,75	H ₂ S	71827,80
CH ₄	51481145,16	CH ₄	13505178,09
COS	331182,40	COS	99488,29
N ₂	2333432,70	N ₂	782997,39
H ₂ O	124380308,63	H ₂ O	36681498,87
Ash	0,48	Ash	0,35
Total	747149726,32	Total	241029584,44
		aliran <i>cooling water</i>	
		Qc	506120141,88
Total Masuk	747149726,32	Total Keluar	747149726,32

5. Water Shift Gas Reactor (R-120)



a. Energi Masuk

i. Syngas

$$T = 355 \text{ } ^\circ\text{C} = 628,15 \text{ K}$$

$$P = 29,71 \text{ bar}$$

Tabel B.16 Komposisi syngas masuk water gas shift reactor

Komponen	Masuk Water Gas Shift Reactor		
	Fraksi Mol	kmol	Massa (kg)
CO	0,4253	9830,11	275243,11
CO ₂	0,0716	1655,52	72843,02
H ₂	0,3091	7143,37	14286,74
H ₂ S	0,0003	6,02	204,60
CH ₄	0,0395	912,42	14598,72
COS	0,0003	6,02	361,05
N ₂	0,0035	79,78	2233,73
H ₂ O	0,1505	3477,53	62595,59
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	23110,77	442366,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,10683$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	45,10	14881,48	13578164,10
CO (g)	30,08	9924,83	97562194,19
CO ₂ (g)	44,26	14604,87	24178691,99
H ₂ (g)	29,01	9571,85	68375287,93
H ₂ S (g)	37,39	12338,65	74248,81
COS (g)	51,90	17125,73	103055,39
N ₂ (g)	29,73	9811,20	782697,37
H ₂ O (g)	34,97	11540,15	40131241,56
Total			244785581,33

* Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH _{4(g)}	3,30	0,65	0,02	0,13785	0,03038	0,00146
CO _(g)	4,73	0,85	0,05	0,13875	0,0119	0,00022
CO _{2(g)}	2,06	0,40	-0,05	0,13082	0,10246	0,01664
H _{2(g)}	18,93	2,26	0,08	0,139	0,00032	1,7E-07
H _{2S(g)}	1,68	0,33	-0,10	0,11962	0,1747	0,04836
COS _(g)	1,66	0,47	-0,10	0,11844	0,18122	0,05204
N _{2(g)}	4,98	0,87	0,05	0,1388	0,0104	0,00017
H _{2O(g)}	0,97	0,13	-0,36	-0,05587	0,72923	0,84267

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH _{4(g)}	-0,05	-79,992	-72986,01
CO _(g)	0,00	-1,680	-16514,56
CO _{2(g)}	-0,10	-243,459	-403052,20
H _{2(g)}	0,10	26,876	191986,31
H _{2S(g)}	-0,13	-402,324	-2421,02
COS _(g)	-0,19	-592,780	-3567,10
N _{2(g)}	0,00	3,761	300,02
H _{2O(g)}	-0,18	-992,009	-3449742,70
Total			-3755997

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ ash} &= 0,963 \quad \text{kJ/kg.K} & C_p &= 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T \\
 \Delta H \text{ ash} &= 0,3520 \quad \text{kJ/hr} \\
 \Delta H_{\text{syngas}} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash} \\
 &= 241029584 \quad \text{kJ/hr}
 \end{aligned}$$

ii. Aliran H₂O

$$\begin{aligned}
 P &= 30 \quad \text{bar} \\
 T &= 233,8 \quad ^\circ\text{C} = 506,99 \quad \text{K} \\
 T_0 &= 298,15 \quad \text{K} \\
 \tau &= 1,70 \\
 m &= 3240 \quad \text{kmol/jam} = 58320 \quad \text{kg/jam}
 \end{aligned}$$

Menghitung H^{ig}

$$\begin{aligned}
 \langle C_p^{\text{ig}} \rangle_H &= 34,36820 \quad \text{J/mol.K} \\
 H^{\text{ig}} &= 23254869,71 \quad \text{kJ/hr}
 \end{aligned}$$

Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
H _{2O(g)}	0,78	0,14	-0,54	-0,34031	1,27301	2,568

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
$H_2O_{(g)}$	-0,32	-1719,349	-5570689,71

$$\Delta H_{H_2O} = H^{ig} + H^R$$

$$\Delta H_{H_2O} = 17684180,00 \text{ kJ/hr}$$

b. Panas Reaksi

Reaksi pada WGS berlangsung pada :

$$T = 628,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 2,11$$

$$P = 29,71 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Reaksi:

	CO	+	H ₂ O	→	H ₂	+	CO ₂	
M	9830,11		6717,53		7143,37		1655,52	kmol
R	5590,14		5590,14		5590,14		5590,14	kmol
S	4239,967		1127,389		12733,51		7245,667	kmol

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$
CO (g)	-110.525	-669489827,9
H ₂ O (g)	-241.818	-1464778930
H ₂ (g)	0	0
CO ₂ (g)	-393.509	-2199771895

$$\Delta H_{\text{reaksi}} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -2199771895 - (-2134268758)$$

$$= -65503137 \text{ kJ/hr}$$

c. Energi Keluar

i. Syngas

$$T = 372,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 645,33 \text{ K}$$

$$P = 29,61 \text{ bar}$$

$$\tau = 2,16$$

Tabel B.17 Komposisi syngas keluar water gas shift reactor

Komponen	Keluar Water Gas Shift Reactor		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2750	7245,67	318809,35
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0002	6,02	204,60
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0002	6,02	361,05

N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0428	1127,39	20293,00
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,16444$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig}	H ^{ig} x kmol
CH ₄ (g)	45,58	15825,03	14439073,36
CO(g)	30,12	10456,53	44335344,82
CO ₂ (g)	44,47	15438,47	111861982,30
H ₂ (g)	29,03	10077,15	128317580,76
H ₂ S(g)	37,52	13027,38	78393,25
COS(g)	52,24	18137,95	109146,51
N ₂ (g)	29,77	10334,97	824481,10
H ₂ O(g)	35,06	12171,83	13722388,56
Total			313688390,65

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄ (g)	3,39	0,64	0,02	0,13797	0,02833	0,00127
CO(g)	4,86	0,85	0,05	0,13877	0,01109	0,00019
CO ₂ (g)	2,12	0,40	-0,04	0,13169	0,09552	0,01446
H ₂ (g)	19,44	2,25	0,08	0,139	0,0003	1,4E-07
H ₂ S(g)	1,73	0,33	-0,09	0,1217	0,16287	0,04203
COS(g)	1,70	0,47	-0,10	0,12064	0,16894	0,04523
N ₂ (g)	5,11	0,87	0,05	0,13882	0,0097	0,00015
H ₂ O(g)	1,00	0,13	-0,34	-0,03499	0,67983	0,73237

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R	H ^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,05	-72,700	-66333,270
CO(g)	0,00	1,942	8235,182
CO ₂ (g)	-0,09	-226,871	-1643831,385
H ₂ (g)	0,10	27,047	344398,882
H ₂ S(g)	-0,12	-379,236	-2282,085
COS(g)	-0,18	-558,851	-3362,929
N ₂ (g)	0,01	7,000	558,428
H ₂ O(g)	-0,17	-926,530	-1044560,042
Total			-2407177,219

$$C_p \text{ ash} = 0,973 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H_{ash} = 0,3556 \text{ kJ/hr}$$

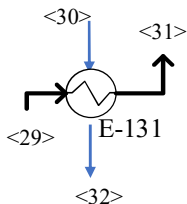
$$\begin{aligned} \Delta H_{out} &= \Delta H_{ig} + \Delta H_R + \Delta H_{ash} \\ &= 311281214 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asumsi: } Q_{loss} &= 5\% \text{ dari total energi masuk} \\ Q_{loss} &= 5\% \times 258713764,44 \\ Q_{loss} &= 12935688,22 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Tabel B.18 Neraca energi *water gas shift reactor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <27>		aliran <29>	
CO	97545679,63	CO	44343580,00
CO ₂	23775639,78	CO ₂	110218150,91
H ₂	68567274,24	H ₂	128661979,64
H ₂ S	71827,80	H ₂ S	76111,17
CH ₄	13505178,09	CH ₄	14372740,09
COS	99488,29	COS	105783,58
N ₂	782997,39	N ₂	825039,52
H ₂ O	36681498,87	H ₂ O	12677828,52
Ash	0,35	Ash	0,36
Total	241029584,44	Total	311281213,44
aliran <28>		Panas Reaksi	
H ₂ O	17684180,00	Panas Reaksi	-65503137,22
Total	17684180,00	Total	-65503137,22
		Q _{loss}	
		Q _{loss}	12935688,22
		Total	12935688,22
Total Masuk	258713764,44	Total Keluar	258713764,44

6. Water Gas Shift Cooler (E-131)



a. Energi Masuk

i. Syngas

$$T = 372,2 \text{ } ^\circ\text{C} = 645,33 \text{ K}$$

$$P = 29,61 \text{ bar}$$

Tabel B.19 Komposisi syngas masuk water gas shift cooler

Komponen	Masuk WGS Cooler		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2750	7245,67	318809,35
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0002	6,02	204,60
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0002	6,02	361,05
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0428	1127,39	20293,00
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,16444$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH _{4(g)}	45,58	15825,03	14439073,36
CO (g)	30,12	10456,53	44335344,82
CO _{2(g)}	44,47	15438,47	111861982,30
H _{2(g)}	29,03	10077,15	128317580,76
H ₂ S (g)	37,52	13027,38	78393,25
COS (g)	52,24	18137,95	109146,51
N _{2(g)}	29,77	10334,97	824481,10
H ₂ O (g)	35,06	12171,83	13722388,56
Total			313688390,65

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH _{4(g)}	3,39	0,64	0,02	0,13797	0,02833	0,00127
CO (g)	4,86	0,85	0,05	0,13877	0,01109	0,00019
CO _{2(g)}	2,12	0,40	-0,04	0,13169	0,09552	0,01446
H _{2(g)}	19,44	2,25	0,08	0,139	0,0003	1,4E-07
H ₂ S (g)	1,73	0,33	-0,09	0,1217	0,16287	0,04203
COS (g)	1,70	0,47	-0,10	0,12064	0,16894	0,04523
N _{2(g)}	5,11	0,87	0,05	0,13882	0,0097	0,00015
H ₂ O (g)	1,00	0,13	-0,34	-0,03499	0,67983	0,73237

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH _{4(g)}	-0,05	-72,700	-66333,27
CO (g)	0,00	1,942	8235,18

CO ₂ (g)	-0,09	-226,871	-1643831,39
H ₂ (g)	0,10	27,047	344398,88
H ₂ S (g)	-0,12	-379,236	-2282,09
COS (g)	-0,18	-558,851	-3362,93
N ₂ (g)	0,01	7,000	558,43
H ₂ O (g)	-0,17	-926,530	-1044560,04
Total			-2407177,2

$$C_p \text{ ash} = 0,973 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3556 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{ig} + \Delta H_R + \Delta H_{ash}$$

$$= 311281213,79 \text{ kJ/hr}$$

ii. Cooling Water Supply

$$T = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,017$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

H ₂ O (l)*	276370	-2090,10	8,125	-0,01412	0,00001
Komponen	C1	C2	C3	C4	C5

$$C_p \text{ H}_2\text{O} = 75314,97348 \text{ J/kmol.K} = 75,31 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ H}_2\text{O} = 2259449,205 \text{ J/kmol} = 2259,449 \text{ kJ/kmol}$$

b. Energi Keluar

i. Syngas dari Cooler

$$T = 180 \text{ }^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$P = 29,49 \text{ bar}$$

Tabel B.20 Komposisi syngas keluar water gas shift cooler

Komponen	Keluar WGS Cooler		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2750	7245,67	318809,35
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0002	6,02	204,60
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0002	6,02	361,05
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0428	1127,39	20293,00
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\begin{aligned} \tau &= 1,51987 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	H^{ig} x kmol
CH ₄ (g)	39,94	6190,23	5648086,359
CO (g)	29,62	4590,62	19464074
CO ₂ (g)	41,51	6434,58	46622817,45
H ₂ (g)	28,84	4470,34	56923154,99
H ₂ S (g)	35,91	5565,77	33492,44819
COS (g)	47,33	7336,77	44149,60687
N ₂ (g)	29,37	4552,05	363144,2501
H ₂ O (g)	34,12	5289,03	5962789,22
Total			135061708

* Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄ (g)	2,38	0,64	-0,02	0,13447	0,07102	0,00799
CO (g)	3,41	0,84	0,02	0,138	0,02781	0,00123
CO ₂ (g)	1,49	0,40	-0,14	0,10675	0,23949	0,09089
H ₂ (g)	13,65	2,25	0,08	0,139	0,00075	9E-07
H ₂ S (g)	1,21	0,33	-0,23	0,06263	0,40835	0,26423
COS (g)	1,20	0,46	-0,23	0,05797	0,42358	0,28432
N ₂ (g)	3,59	0,87	0,03	0,1382	0,02431	0,00094
H ₂ O (g)	0,70	0,13	-0,66	-0,62905	1,70451	4,60395

Komponen	H^R/RT_r	H^R (J/mol)	H^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,12	-193,124	-176210,06
CO (g)	-0,05	-60,257	-255486,78
CO ₂ (g)	-0,20	-508,417	-3683821,62
H ₂ (g)	0,08	22,461	286008,77
H ₂ S (g)	-0,25	-762,710	-4589,67
COS (g)	-0,36	-1123,436	-6760,36
N ₂ (g)	-0,05	-48,926	-3903,08
H ₂ O (g)	-0,43	-2292,346	-2584365,56
Total			-6429128,35

$$C_p \text{ ash} = 0,860 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3144 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash} \\ &= 128632580 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \Delta H \text{ syngas in} - \Delta H \text{ syngas out} \\
 &= 182648633,51 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

ii. *Cooling Water Return*

$$T = 45 \text{ }^\circ\text{C} = 318,15 \text{ K}$$

$$P = 1 \text{ bar}$$

c. Kebutuhan *cooling water*

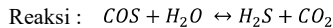
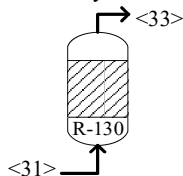
$$\begin{aligned}
 m &= \frac{Q}{C_p \times \Delta T} \\
 m &= \frac{182648633,51}{75,31 \times (318,15 - 303,15)}
 \end{aligned}$$

$$m = 161675,36 \text{ kmol/hr} = 2910156,51 \text{ kg/hr}$$

Tabel B.21 Neraca energi *water gas shift cooler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <29>		aliran <31>	
CO	44343580,00	CO	19208587,22
CO ₂	110218150,91	CO ₂	42938995,83
H ₂	128661979,64	H ₂	57209163,76
H ₂ S	76111,17	H ₂ S	28902,78
CH ₄	14372740,09	CH ₄	5471876,30
COS	105783,58	COS	37389,24
N ₂	825039,52	N ₂	359241,17
H ₂ O	12677828,52	H ₂ O	3378423,66
Ash	0,36	Ash	0,31
		Total	128632580,28
		Qc	
		Qc	182648633,51
Total	311281213,79	Total	182648633,51
Total Masuk	311281213,79	Total Keluar	311281213,79

7. *COS Hydrolizer (R-130)*



a. Energi Masuk

i. Syngas

$$T = 180 \text{ }^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$P = 29,49 \text{ bar}$$

Tabel B.22 Komposisi *syngas* masuk COS *hydrolizer*

Komponen	Masuk COS <i>Hydrolizer</i>		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2750	7245,67	318809,35
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0002	6,02	204,60
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0002	6,02	361,05
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0428	1127,39	20293,00
<i>Ash</i>	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,51987$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄ (g)	39,94	6190,23	5648086,359
CO (g)	29,62	4590,62	19464074
CO ₂ (g)	41,51	6434,58	46622817,45
H ₂ (g)	28,84	4470,34	56923154,99
H ₂ S (g)	35,91	5565,77	33492,44819
COS (g)	47,33	7336,77	44149,60687
N ₂ (g)	29,37	4552,05	363144,2501
H ₂ O (g)	34,12	5289,03	5962789,22
Total			135061708

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄ (g)	2,38	0,64	-0,02	0,13447	0,07102	0,00799
CO (g)	3,41	0,84	0,02	0,138	0,02781	0,00123
CO ₂ (g)	1,49	0,40	-0,14	0,10675	0,23949	0,09089
H ₂ (g)	13,65	2,25	0,08	0,139	0,00075	9E-07
H ₂ S (g)	1,21	0,33	-0,23	0,06263	0,40835	0,26423
COS (g)	1,20	0,46	-0,23	0,05797	0,42358	0,28432
N ₂ (g)	3,59	0,87	0,03	0,1382	0,02431	0,00094
H ₂ O (g)	0,70	0,13	-0,66	-0,62905	1,70451	4,60395

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,12	-193,124	-176210,06
CO (g)	-0,05	-60,257	-255486,78

CO ₂ (g)	-0,20	-508,417	-3683821,62
H ₂ (g)	0,08	22,461	286008,77
H ₂ S (g)	-0,25	-762,710	-4589,67
COS (g)	-0,36	-1123,436	-6760,36
N ₂ (g)	-0,05	-48,926	-3903,08
H ₂ O (g)	-0,43	-2292,346	-2584365,56
Total			-6429128,35

$$C_p \text{ ash} = 0,860 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3144 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{ig} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash}$$

$$= 128632580,28 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H \text{ syngas in} = 128632580,28 \text{ kJ/hr}$$

b. Panas Reaksi

Reaksi pada COS berlangsung pada :

$$T = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,52$$

$$P = 29,49 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Reaksi:

	COS	+	H ₂ O	→	H ₂ S	+	CO ₂	
M	6,0176		1127,3890		6,0176		7245,6669	kmol
R	6,0176		6,0176		6,0176		6,0176	kmol
S	0,0000		1121,3714		12,0351		7251,6845	kmol

Komponen	ΔH_{298}^f (J/mol)	$\Delta H_{298}^f \times \text{kmol}$
COS (g)	-142.000	-854493,19
H ₂ O (g)	-241.818	-1455153,76
H ₂ S (g)	-20.630	-124142,21
CO ₂ (g)	-393.509	-2367963,10

$$\Delta H \text{ reaksi} = \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan}$$

$$= -2492105,31 - -2309646,95$$

$$= -182458,37 \text{ kJ/hr}$$

c. Energi Keluar

$$T = 180,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,52$$

$$P = 29,39 \text{ bar}$$

Tabel B.23 Komposisi syngas keluar COS *hydrolizer*

Komponen	Keluar COS <i>Hydrolizer</i>		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2752	7251,68	319074,12
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0005	12,04	409,19
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0000	0,00	0,00
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0426	1121,37	20184,69
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,51987$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH _{4(g)}	39,94	6190,23	5648086,359
CO (g)	29,62	4590,62	19464074
CO _{2(g)}	41,51	6434,58	46661537,9
H _{2(g)}	28,84	4470,34	56923154,99
H ₂ S (g)	35,91	5565,77	66984,7825
COS (g)	47,33	7336,77	0,15
N _{2(g)}	29,37	4552,05	363144,25
H ₂ O (g)	34,12	5289,03	5930962,20
Total			135057944,6

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH _{4(g)}	2,38	0,64	-0,02	0,13447	0,07102	0,00799
CO (g)	3,41	0,84	0,02	0,138	0,02781	0,00123
CO _{2(g)}	1,49	0,40	-0,14	0,10675	0,23949	0,09089
H _{2(g)}	13,65	2,24	0,08	0,139	0,00075	0,00000
H ₂ S (g)	1,21	0,33	-0,23	0,06263	0,40835	0,26423
COS (g)	1,20	0,46	-0,23	0,05797	0,42358	0,28432
N _{2(g)}	3,59	0,86	0,03	0,1382	0,02431	0,00094
H ₂ O (g)	0,70	0,13	-0,66	-0,62905	1,70451	4,60395

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH _{4(g)}	-0,12	-192,469	-175612,62
CO (g)	-0,05	-60,052	-254620,54

CO ₂ (g)	-0,20	-506,693	-3674380,60
H ₂ (g)	0,08	22,385	285039,05
H ₂ S (g)	-0,24	-760,124	-9148,20
COS (g)	-0,36	-1119,627	-0,02
N ₂ (g)	-0,05	-48,760	-3889,84
H ₂ O (g)	-0,42	-2284,574	-2561855,67
Total			-6394468,44

$$\begin{aligned}
 C_p \text{ ash} &= 0,860 \text{ kJ/kg.K} & C_p &= 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T \\
 \Delta H \text{ ash} &= 0,3144 \text{ kJ/hr} \\
 \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} + \Delta H \text{ ash} \\
 &= 128663477 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Asumsi: } Q_{\text{loss}} &= 0,12\% \text{ dari total energi masuk} \\
 Q_{\text{loss}} &= 0,12\% \times 128632580,28 \\
 Q_{\text{loss}} &= 151562,14 \text{ kJ/hr}
 \end{aligned}$$

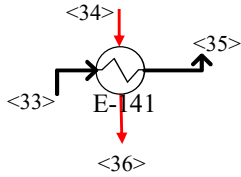
Karena reaktor COS bereaksi secara eksotermis, maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Energi Keluar (Produk)} &= \text{Energi Masuk (Reaktan)} \\
 \Delta H \text{ syngas out} + \Delta H_{\text{reaksi}} + Q_{\text{loss}} &= \Delta H \text{ syngas in} \\
 128663477 + -182458 + 151562,1 &= 128632580,28 \\
 128.632.580,283 &= 128.632.580,283
 \end{aligned}$$

Tabel B.24 Neraca energi COS *hydrolizer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <31>		aliran <33>	
CO	19208587,22	CO	19209453,46
CO ₂	42938995,83	CO ₂	42987157,30
H ₂	57209163,76	H ₂	57208194,04
H ₂ S	28902,78	H ₂ S	57836,59
CH ₄	5471876,30	CH ₄	5472473,74
COS	37389,24	COS	0,13
N ₂	359241,17	N ₂	359254,41
H ₂ O	3378423,66	H ₂ O	3369106,54
Ash	0,31	Ash	0,31
Total	128632580,28	Total	128663476,51
		Panas Reaksi	
		Panas reaksi	-182458,37
		Total	-182458,37
		Q _{loss}	
		Q _{loss}	151562,14
		Total	151562,14
Total Masuk	128632580,28	Total Keluar	128632580,28

8. Syngas Heater (E-141)



a. Energi Masuk

$$T = 180,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 453,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 1,52$$

$$P = 29,39 \text{ bar}$$

Tabel B.25 Komposisi syngas masuk syngas heater

Komponen	Masuk syngas heater		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2752	7251,68	319074,12
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0005	12,04	409,19
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0000	0,00	0,00
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0426	1121,37	20184,69
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 1,51987$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	$H^{ig} \text{ (J/mol)}$	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	39,94	6190,23	5648086,359
CO (g)	29,62	4590,62	19464074
CO ₂ (g)	41,51	6434,58	46661537,9
H ₂ (g)	28,84	4470,34	56923154,99
H ₂ S (g)	35,91	5565,77	66984,7825
COS (g)	47,33	7336,77	0,15
N ₂ (g)	29,37	4552,05	363144,2501
H ₂ O (g)	34,12	5289,03	5930962,204
Total			135057945

* Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
CH ₄ (g)	2,38	0,64	-0,02	0,13447	0,07102	0,00799
CO (g)	3,41	0,84	0,02	0,138	0,02781	0,00123
CO ₂ (g)	1,49	0,40	-0,14	0,10675	0,23949	0,09089
H ₂ (g)	13,65	2,24	0,08	0,139	0,00075	9E-07
H ₂ S (g)	1,21	0,33	-0,23	0,06263	0,40835	0,26423
COS (g)	1,20	0,46	-0,23	0,05797	0,42358	0,28432
N ₂ (g)	3,59	0,86	0,03	0,1382	0,02431	0,00094
H ₂ O (g)	0,70	0,13	-0,66	-0,62905	1,70451	4,60395

Komponen	H^R/RT_c	H^R (J/mol)	$H^R \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	-0,12	-192,469	-175612,62
CO (g)	-0,05	-60,052	-254620,5421
CO ₂ (g)	-0,20	-506,693	-3674380,604
H ₂ (g)	0,08	22,385	285039,0524
H ₂ S (g)	-0,24	-760,124	-9148,197216
COS (g)	-0,36	-1119,627	-0,02
N ₂ (g)	-0,05	-48,760	-3889,84
H ₂ O (g)	-0,42	-2284,574	-2561855,67
Total			-6394468,44

$$C_p \text{ ash} = 0,860 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3144 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{\text{Syngas in}} = \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash}$$

$$= 128663477 \text{ kJ/hr}$$

b. Energi Keluar

$$T = 360 \quad C = 633,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 2,12$$

$$P = 29,31 \text{ bar}$$

Tabel B.26 Komposisi syngas keluar heater

Komponen	Keluar Heater		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2752	7251,68	319074,12
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0005	12,04	409,19
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72

COS	0,0000	0,00	0,00
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0426	1121,37	20184,69
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,1236$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H ^{ig} (J/mol)	H ^{ig} x kmol
CH ₄ (g)	45,24	15154,52	13827294
CO (g)	30,09	10079,45	42736537
CO ₂ (g)	44,32	14847,02	107665869
H ₂ (g)	29,01	9718,84	123755036
H ₂ S (g)	37,43	12538,70	150905
COS (g)	52,00	17419,65	0
N ₂ (g)	29,74	9963,52	794848
H ₂ O (g)	35,00	11723,67	13146593
Total			302077082

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄ (g)	3,32	0,64	0,02	0,13789	0,02977	0,0014
CO (g)	4,76	0,84	0,05	0,13876	0,01166	0,00022
CO ₂ (g)	2,08	0,40	-0,05	0,13108	0,10037	0,01596
H ₂ (g)	19,08	2,23	0,08	0,139	0,00032	1,6E-07
H ₂ S (g)	1,70	0,33	-0,10	0,12026	0,17114	0,04641
COS (g)	1,67	0,46	-0,10	0,11912	0,17752	0,04994
N ₂ (g)	5,02	0,86	0,05	0,1388	0,01019	0,00016
H ₂ O (g)	0,98	0,13	-0,35	-0,04949	0,71435	0,80864

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,05	-76,854	-70122,97
CO (g)	0,00	-0,589	-2498,60
CO ₂ (g)	-0,09	-235,557	-1708183,03
H ₂ (g)	0,10	26,596	338659,31
H ₂ S (g)	-0,13	-390,548	-4700,29
COS (g)	-0,18	-575,454	-0,01
N ₂ (g)	0,00	4,671	372,6652194
H ₂ O (g)	-0,18	-960,267	-1076816,103
Total			-2523289,04

$$C_p \text{ ash} = 0,966 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3530 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{\text{Syngas out}} = \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} + \Delta H \text{ ash}$$

$$= 299553793 \text{ kJ/hr}$$

$$Q_h = \Delta H_{\text{Syngas out}} - \Delta H_{\text{Syngas in}}$$

$$Q_h = 170890317 \text{ kJ/hr}$$

c. *Steam*

$$P = 30 \text{ bar}$$

$$T_{\text{in}} = 525 \text{ }^\circ\text{C} = 798,15 \text{ K}$$

Dari *steam table* pada $T = 798,15 \text{ K}$ didapatkan *enthalpy* = 3513,26 kJ/kg

$$T_{\text{out}} = 400 \text{ }^\circ\text{C} = 673,15 \text{ K}$$

Dari *steam table* pada $T = 673,15 \text{ K}$ didapatkan *enthalpy* = 3231,57 kJ/kg

d. Kebutuhan *steam*

$$\Delta H_{\text{syngas in}} + \Delta H_{\text{steam in}} = \Delta H_{\text{syngas out}} + \Delta H_{\text{steam out}}$$

$$128663476,51 + 3513,26 \text{ m} = 299553793,30 + 3231,57 \text{ m}$$

$$281,69 \text{ m} = 170890316,79$$

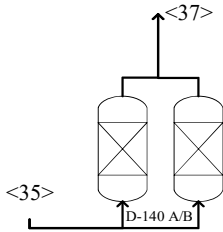
$$\text{m} = 606660,93 \text{ kg/hr}$$

$$\text{m} = 33703,38 \text{ kmol/hr}$$

Tabel B.27 Neraca energi syngas heater

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/hr)	Komponen	Energi (kJ/hr)
aliran <33>		aliran <35>	
CO	19209453,46	CO	42734038,50
CO ₂	42987157,30	CO ₂	105957686,01
H ₂	57208194,04	H ₂	124093695,08
H ₂ S	57836,59	H ₂ S	146204,69
CH ₄	5472473,74	CH ₄	13757170,80
COS	0,13	COS	0,34
N ₂	359254,41	N ₂	795221,01
H ₂ O	3369106,54	H ₂ O	12069776,51
Ash	0,31	Ash	0,35
Total	128663476,51	Total	299553793,30
Qh			
Qh	170890316,79		
Total Masuk	299553793,30	Total Keluar	299553793,30

9. Desulphurizer Tank (D-140 A/B)



a. Energi Masuk

$$T = 360 \quad C = 633,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$\tau = 2,12$$

$$P = 29,31 \text{ bar}$$

Tabel B.28 Komposisi Syngas Masuk Desulphurizer Tank

Komponen	Masuk Desulphurizer Tank		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2752	7251,68	319074,12
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0005	12,04	409,19
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0000	0,00	0,00
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0426	1121,37	20184,69
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500686,92

* Menghitung H^{ig}

$$\tau = 2,1236$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH ₄ (g)	45,24	15154,52	13827293,77
CO (g)	30,09	10079,45	42736537,11
CO ₂ (g)	44,32	14847,02	107665869
H ₂ (g)	29,01	9718,84	123755036
H ₂ S (g)	37,43	12538,70	150904,9882
COS (g)	52,00	17419,65	0,356430751
N ₂ (g)	29,74	9963,52	794848,3418
H ₂ O (g)	35,00	11723,67	13146592,61
Total			302077082

* Menghitung H^R

Komponen	T_r	P_r	B^0	B^1	dB^0/T_r	dB^1/T_r
$CH_4(g)$	3,32	0,64	0,02	0,13789	0,02977	0,0014
$CO(g)$	4,76	0,84	0,05	0,13876	0,01166	0,00022
$CO_2(g)$	2,08	0,40	-0,05	0,13108	0,10037	0,01596
$H_2(g)$	19,08	2,23	0,08	0,139	0,00032	1,6E-07
$H_2S(g)$	1,70	0,33	-0,10	0,12026	0,17114	0,04641
$COS(g)$	1,67	0,46	-0,10	0,11912	0,17752	0,04994
$N_2(g)$	5,02	0,86	0,05	0,1388	0,01019	0,00016
$H_2O(g)$	0,98	0,13	-0,35	-0,04949	0,71435	0,80864

Komponen	H^R/RT_c	$H^R (J/mol)$	$H^R \times kmol$
$CH_4(g)$	-0,05	-76,854	-70122,97
$CO(g)$	0,00	-0,589	-2498,60
$CO_2(g)$	-0,09	-235,557	-1708183,03
$H_2(g)$	0,10	26,596	338659,31
$H_2S(g)$	-0,13	-390,548	-4700,29
$COS(g)$	-0,18	-575,454	-0,01
$N_2(g)$	0,00	4,671	372,67
$H_2O(g)$	-0,18	-960,267	-1076816,10
Total			-2523289,04

$$C_p \text{ ash} = 0,966 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3530 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{\text{Syngas in}} = \Delta H_{ig} + \Delta H_R + \Delta H \text{ ash}$$

$$= 299553793 \text{ kJ/hr}$$

$$C_p \text{ ZnO} = 11,86 \text{ cal/mol.K} = 0,0496 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ ZnO} = 291,3 \text{ kJ/hr}$$

$$C_p \text{ ZnS} = 12,93 \text{ cal/mol.K} = 0,0541 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ ZnS} = 0 \text{ kJ/hr}$$

$$\Delta H_{in} = \Delta H \text{ ZnS} + \Delta H \text{ ZnO} + \Delta H_{\text{Syngas in}}$$

$$= 299554084,59 \text{ kJ/hr}$$

Panas Reaksi

Reaksi pada Desulphurizer berlangsung pada :

$$T = 633,15 \text{ K}$$

$$T_0 = 298,15 \text{ K}$$

$$P = 29,31 \text{ bar}$$

$$R = 8,314 \text{ J/mol.K}$$

Reaksi:

	ZnO	+	H ₂ S	→	ZnS	+	H ₂ O	
M	16,30		12,04		0		1121,37	kmol
R	12,020		12,020		12,020		12,020	kmol
S	4,281		0,015		12,020		1133,392	kmol

Komponen	ΔH_f^{298} (J/mol)	$\Delta H_f^{298} \times \text{kmol}$
ZnO _(s)	-348.778	-4192461,533
H ₂ S _(g)	-20.630	-247981,3001
ZnS _(s)	-189.535	-2278293,035
H ₂ O _(g)	-241.818	-2906754,34

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ reaksi} &= \Delta H_f \text{ produk} - \Delta H_f \text{ reaktan} \\ &= -5185047,38 - -4440442,833 \\ &= -744604,54 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

b. Energi Keluar

$$\begin{aligned} T &= 360,00 \text{ C} = 633,15 \text{ K} \\ T_0 &= 298,15 \text{ K} \\ \tau &= 2,12 \\ P &= 29,20 \text{ bar} \end{aligned}$$

Tabel B.29 Komposisi Syngas Keluar *Desulphurizer Tank*

Komponen	Keluar <i>Desulphurizer Tank</i>		
	Fraksi Mol	kgmol	Massa (kg)
CO	0,1609	4239,97	118719,08
CO ₂	0,2752	7251,68	319074,12
H ₂	0,4832	12733,51	25467,03
H ₂ S	0,0000	0,01	0,50
CH ₄	0,0346	912,42	14598,72
COS	0,0000	0,00	0,00
N ₂	0,0030	79,78	2233,73
H ₂ O	0,0430	1133,39	20401,05
Ash	0,0000	0,00	0,37
Total	1,0000	26350,77	500494,59

* Menghitung H^{ig}

$$\begin{aligned} \tau &= 2,1236 \\ R &= 8,314 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Komponen	$\langle C_p^{ig} \rangle_H$	H^{ig} (J/mol)	$H^{ig} \times \text{kmol}$
CH _{4(g)}	45,24	15154,52	13827293,77
CO _(g)	30,09	10079,45	42736537,11
CO _{2(g)}	44,32	14847,02	107665869,03

H ₂ (g)	29,01	9718,84	123755035,78
H ₂ S (g)	37,43	12538,70	184,50
COS (g)	52,00	17419,65	0,36
N ₂ (g)	29,74	9963,52	794848,34
H ₂ O (g)	35,00	11723,67	13287516,11
Total			302067285,00

* Menghitung H^R

Komponen	T _r	P _r	B ⁰	B ¹	dB ⁰ /T _r	dB ¹ /T _r
CH ₄ (g)	3,32	0,63	0,02	0,13789	0,02977	0,0014
CO (g)	4,76	0,83	0,05	0,13876	0,01166	0,00022
CO ₂ (g)	2,08	0,40	-0,05	0,13108	0,10037	0,01596
H ₂ (g)	19,08	2,22	0,08	0,139	0,00032	1,6E-07
H ₂ S (g)	1,70	0,33	-0,10	0,12026	0,17114	0,04641
COS (g)	1,67	0,46	-0,10	0,11912	0,17752	0,04994
N ₂ (g)	5,02	0,86	0,05	0,1388	0,01019	0,00016
H ₂ O (g)	0,98	0,13	-0,35	-0,04949	0,71435	0,80864

Komponen	H ^R /RT _c	H ^R (J/mol)	H ^R x kmol
CH ₄ (g)	-0,05	-76,565	-69859,82
CO (g)	0,00	-0,587	-2489,23
CO ₂ (g)	-0,09	-234,673	-1701772,79
H ₂ (g)	0,10	26,496	337388,43
H ₂ S (g)	-0,13	-389,082	-5,72
COS (g)	-0,18	-573,294	-0,01
N ₂ (g)	0,00	4,654	371,27
H ₂ O (g)	-0,18	-956,664	-1084274,67
Total			-2520642,55

$$C_p \text{ ash} = 0,966 \text{ kJ/kg.K} \quad C_p = 0,594 + 5,86 \times 10^{-4} T$$

$$\Delta H \text{ ash} = 0,3530 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{Syngas out}} &= \Delta H_{\text{ig}} + \Delta H_{\text{R}} + \Delta H \text{ ash} \\ &= 299546643 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

$$C_p \text{ ZnO} = 11,86 \text{ cal/mol.K} = 0,0496 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ ZnO} = 76,5 \text{ kJ/hr}$$

$$C_p \text{ ZnS} = 12,93 \text{ cal/mol.K} = 0,0541 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\Delta H \text{ ZnS} = 234,0 \text{ kJ/hr}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{out}} &= \Delta H \text{ ZnS} + \Delta H \text{ ZnO} + \Delta H_{\text{Syngas out}} \\ &= 299546953,33 \text{ kJ/hr} \end{aligned}$$

Asumsi: $Q_{\text{loss}} = 0,25\%$ dari total energi masuk
 $Q_{\text{loss}} = 0,25\% \times 299554084,59$
 $Q_{\text{loss}} = 751735,80 \text{ kJ/hr}$

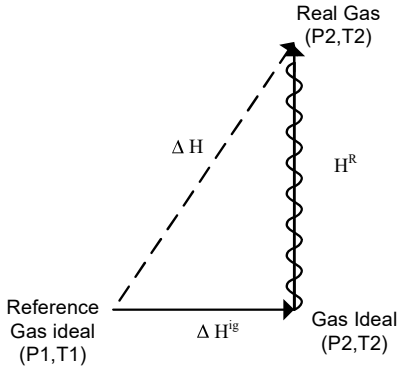
Karena *Desuphurizer Tank* bereaksi secara eksotermis, maka :

$$\begin{aligned} \text{Energi Keluar (Produk)} &= \text{Energi Masuk (Reaktan)} \\ \Delta H_{\text{out}} + \Delta H_{\text{reaksi}} + Q_{\text{loss}} &= \Delta H_{\text{in}} \\ 299.546.953,33 + -744.604,54 + 751.736 &= 299.554.084,59 \\ 299.554.084,59 &= 299.554.084,59 \end{aligned}$$

Tabel B.30 Neraca Energi Desulphurizer Tank

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (J/hr)	Komponen	Energi (J/hr)
aliran <35>		aliran <37>	
CO	42734038,50	CO	42734047,88
CO ₂	105957686,01	CO ₂	105964096,25
H ₂	124093695,08	H ₂	124092424,21
H ₂ S	146204,69	H ₂ S	178,77
CH ₄	13757170,80	CH ₄	13757433,95
COS	0,34	COS	0,34
N ₂	795221,01	N ₂	795219,61
H ₂ O	12069776,51	H ₂ O	12203241,44
Ash	0,35	Ash	0,35
Total	299553793,30	Total	299546642,80
<i>Packed Bed</i>		Panas Reaksi	
ZnO	291,29	Panas Reaksi	-744604,54
Total	291,29	Total	-744604,54
		Q _{loss}	
		Q _{loss}	751735,80
		Total	751735,80
		<i>Packed Bed</i>	
		ZnO	76,50
		ZnS	234,03
Total	310,53		
Total Masuk	299554084,59	Total Keluar	299554084,59

Perhitungan entalpi untuk komponen yang pada kondisi **reference berfasa gas** dan **kondisi operasi berfasa gas** adalah sebagai berikut :



Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$H = H^{ig} + H^R$$

$$H^{ig} = H_0^{ig} + \int_{T_0}^T C_P^{ig} dT$$

$$H = H_0^{ig} + \int_{T_0}^T C_P^{ig} dT + H^R$$

$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

$$\tau \equiv \frac{T}{T_0}$$

Untuk H^R , dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} - 1 \right] qI \quad Tr = \frac{T}{T_c}$$

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)} \quad Pr = \frac{P}{P_c}$$

$$\beta = \Omega \frac{Pr}{Tr} \quad q = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega Tr}$$

$$I = \frac{\Psi \alpha(T_r)}{\Omega Tr}$$

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

Untuk perhitungan, digunakan EOS Peng Robinson, sehingga sesuai dengan tabel 3.1 Smith Van Ness, parameter dari EOS PR adalah sebagai berikut:

Tabel B.31 Parameter EOS Peng Robinson

$\alpha(T_r)$	σ	ϵ	Ω	Ψ	Z_c
$\alpha_{PR}(Tr; \omega)$	2,414	-0,414	0,07779	0,45724	0,45724

$$\alpha(Tr; \omega) = [1 + (0,37464 + 1,5422\omega - 0,2699\omega^2)x(1 - Tr^{0,5})]^2$$

Tabel B.32 Data Perhitungan Heat Capacity Fase Gas

Komponen	A	B	C	D
H ₂	3,249	0,00042	0	8300
CO	3,376	0,00056	0	-3100

CO ₂	5,457	0,00105	0	-115700
H ₂ O	3,470	0,00145	0	12100
H ₂ S	3,931	0,00149	0	-23200
N ₂	3,280	0,00059	0	4000
CH ₃ OH	2,211	0,01222	-0,00000345	0
CH ₄	1,702	0,00908	-0,00000216	0

Sumber : Smith Van Ness 6th Ed Table C.1

Tabel B.33 Data *Standard Enthalpies* (298.15 K) dan Properti Komponen

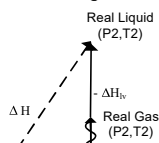
Komponen	ΔH_f^{298}	ω	T _c (K)	P _c (bar)	Boiling Point (K)
H ₂	0	-0,216	33	13	20,4
CO	-110525	0,048	132,9	34,99	81,7
CO ₂	-393509	0,224	304,20	73,83	0
H ₂ O	-241818	0,345	647	221	373,2
H ₂ S	-20630	0,094	373,50	78,84	212,8
N ₂	0	0,038	126,2	34	77,3
CH ₃ OH	-200660	0,564	512,60	81	337,9
CH ₄	-74520	0,012	190,6	45,99	111,4

Sumber : Smith Van Ness 6th Edition

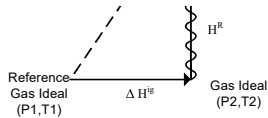
Tabel B.34 Komposisi dan properti dari *feed syngas*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,43257	15443,636	31132,5168
CO	28,01	0,15533	5545,560	155331,1487
CO ₂	44,01	0,32456	11587,438	509963,1567
H ₂ O	18,01528	0,033228	1186,291	21371,3640
H ₂ S	34,10	7,04E-07	0,025	0,8566
N ₂	28,0134	0,00388	138,526	3880,5922
CH ₃ OH	32,04	0,00612	218,643	7005,3068
CH ₄	16,04	0,04430	1581,623	25369,2395
Total		1,00000	35701,743	754054,181

Perhitungan entalpi untuk komponen yang pada **kondisi reference berfasa gas** dan **kondisi operasi berfasa liquid** adalah sebagai berikut :

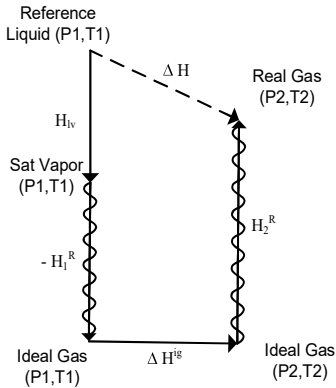


$$H = \Delta H_{lv} - H_{1R} + H_{ig} + H_{2R}$$



$$H = H_{ig} + H^R - \Delta H_{iv}$$

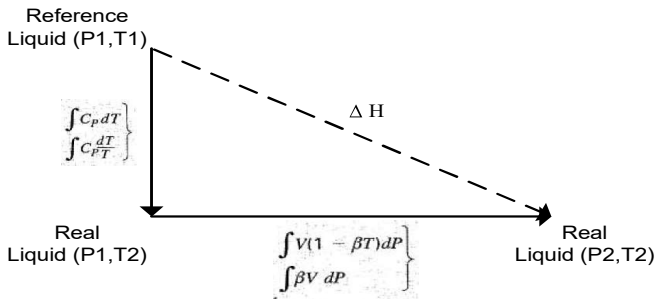
Perhitungan entalpi untuk komponen yang pada kondisi **reference berfase liquid** dan **kondisi operasi berfase gas** adalah sebagai berikut :



$$H_1^R = H^R \text{ pada kondisi reference}$$

$$H_2^R = H^R \text{ pada kondisi operasi}$$

Perhitungan entalpi untuk komponen yang pada kondisi **reference berfase liquid** dan **kondisi operasi berfase liquid** adalah sebagai berikut :



$$\frac{\langle C_p \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

(Smith dkk., 2005)

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

(Smith dkk., 2005)

$$Z = \beta + (Z + \epsilon \beta)(Z + \sigma \beta) \left(\frac{1 + \beta - Z}{q\beta} \right)$$

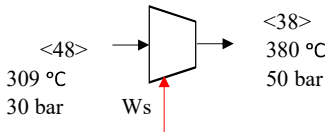
(Smith dkk., 2005)

$$V = \frac{ZRT}{P}$$

(Smith dkk., 2005)

PERHITUNGAN

1. Syngas Compressor (G-211)



Keterangan

<48> = Campuran antara aliran syngas dan aliran recycle

<38> = Aliran dengan tekanan 50 bar

$$\Delta H_{in} + W_s = \Delta H_{out}$$

Fungsi : Menaikkan tekanan syngas hingga 50 bar sebelum memasuki reaktor sintesis metanol

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *syngas compressor* adalah sebagai berikut:

Aliran 48

$$P1 = 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} = 435,113 \text{ psia}$$

$$T1 = 298,2 \text{ C} = 571,4 \text{ K}$$

Aliran 38

$$P2 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T2 = 380 \text{ C} = 653,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

Perhitungan Hf untuk komponen methanol

$$H_f = \text{Flowrate} \times \Delta H_{f298}$$

$$= 218,64 \times -200660$$

$$= -4,4E+07 \text{ kJ/h}$$

Perhitungan zi.A untuk komponen methanol

$$z_{i.A} = \text{fraksi mol} \times A \text{ Heat Capacity}$$

$$= 0,0061 \times 2,2110$$

$$= 0,01354$$

Perhitungan zi.B untuk komponen methanol

$$z_{i.B} = \text{fraksi mol} \times B \text{ Heat Capacity}$$

$$= 0,0061 \times 0,0122$$

$$= 7,5E-05$$

Perhitungan zi.C untuk komponen methanol

$$z_{i.C} = \text{fraksi mol} \times C \text{ Heat Capacity}$$

$$= 0,0061 \times #####$$

$$= -2,1E-08$$

Perhitungan zi.D untuk komponen methanol

$$\begin{aligned} z_{i.D} &= \text{fraksi mol} \times D \text{ Heat Capacity} \\ &= 0,0061 \times 0,00E+00 \\ &= 0 \end{aligned}$$

Maka dengan menggunakan data pada tabel B di atas, diperoleh hasil perhitungan berikut:

Tabel B.35 Data Tiap Komponen Syngas

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Mol	Hf (kJ/h)	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	15443,64	0,43257372	0,00	1,41	2E-04	0	3590
CO	5545,56	0,15533024	-612923070,88	0,52	9E-05	0	-481,5
CO ₂	11587,44	0,32456226	-4559761231,90	1,77	3E-04	0	-37552
H ₂ O	1186,29	0,03322782	-286866509,33	0,12	5E-05	0	402,1
H ₂ S	0,03	7,0358E-07	-518,21	0,00	1E-09	0	-0,016
N ₂	138,53	0,0038801	0,00	0,01	2E-06	0	15,52
CH ₃ OH	218,64	0,00612414	-43872811,21	0,01	7E-05	-2E-08	0
CH ₄	1581,62	0,04430101	-117862576,60	0,08	4E-04	-1E-07	0
Total	35701,74	1	-5621286718,14	3,92	1E-03	-1E-07	#####

ENERGI MASUK

Komponen yang memasuki *compressor* sesuai dengan tabel B.32.

i. Perhitungan H^{ig}

$$\begin{aligned} \tau &= \frac{T}{T_0} \\ \tau &= 1,9163 \end{aligned}$$

Perhitungan CpH dapat dilakukan dengan menggunakan rumus berikut:

$$\frac{\langle Cp \rangle_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_0 (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_0^2}$$

Maka nilai Cp(H) adalah:

$$\begin{aligned} \frac{\langle Cp \rangle_H}{8,314} &= 3,92 + \frac{0,0011357}{2} \times 298,15 (1,916 + 1) + \frac{-1,17E-07}{3} \times 298,15^2 (1,916^2 + 2,1186 + 1) + \left(-\frac{34021,05}{1,916 \times 298,15^2} \right) \end{aligned}$$

$$Cp(H) = 34,83 \text{ kJ/kmol}$$

H ^{ig}	=	[mol x (Cp)H x (T-Tref)]
Hig	=	339.708.394,97 kJ/h

ii. Perhitungan H^R

perhitungan $z_i.Tc$ komponen metanol

Perhitungan $z_i.Tc$ untuk komponen methanol

$$\begin{aligned} z_i.Tc &= \text{fraksi mol} \times Tc \text{ komponen} \\ &= 0,0061 \times 512,60 \\ &= 3,1392 \end{aligned}$$

Perhitungan $z_i.Pc$ untuk komponen methanol

$$\begin{aligned} z_i.Pc &= \text{fraksi mol} \times Pc \text{ komponen} \\ &= 0,0061 \times 80,97 \\ &= 0,4959 \end{aligned}$$

Perhitungan $z_i.\omega$ untuk komponen methanol

$$\begin{aligned} z_i.\omega &= \text{fraksi mol} \times \omega \text{ komponen} \\ &= 0,0061 \times 0,56 \\ &= 0,0035 \end{aligned}$$

Data berikut adalah perhitungan properti dari tiap komponen *syngas*:

Tabel B.34 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam *Syngas*

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Mol	$z_i.Tc$	$z_i.Pc$	$z_i.\omega$
H ₂	15443,6359	0,4326	14,3571	5,6797	-0,0934
CO	5545,5605	0,1553	20,6434	5,4350	0,0075
CO ₂	11587,4382	0,3246	98,7318	23,9624	0,0727
H ₂ O	1186,2910	0,0332	21,5017	7,3284	0,0115
H ₂ S	0,0251	0,0000	0,0003	0,0001	0,0000
N ₂	138,5263	0,0039	0,4897	0,1319	0,0001
CH ₃ OH	218,6425	0,0061	3,1392	0,4959	0,0035
CH ₄	1581,6234	0,0443	8,4438	2,0374	0,0005
Total	35701,7430	1,0000	167,3070	45,0708	0,0023

Perhitungan β

$$\begin{aligned} \beta &= \Omega \frac{P_r}{T_r} \\ \beta &= \frac{0,078 \times 0,6656}{3,4150} \\ \beta &= 0,0152 \end{aligned}$$

Perhitungan α (T_r)

$$\begin{aligned} \alpha(T_r; \omega) &= [1 + (0,37464 + 1,5422\omega - 0,2699\omega^2)x(1 - Tr^{0,5})]^2 \\ \alpha(T_r; \omega) &= [1 + (0,37464 + 1,5422(0,0023) - 0,2699(0,0023)^2)x(1 - 3,4152^{0,5})]^2 \\ \alpha(T_r) &= 0,46143 \end{aligned}$$

$$\alpha (Tr) = 0,4614$$

Perhitungan q

$$q = \frac{\Psi\alpha(Tr)}{\Omega Tr}$$

$$q = \frac{0,457 \times 0,4614}{0,078 \times 3,4150}$$

$$q = 0,7942$$

Perhitungan Z

$$Z = 1 + \beta - q\beta \frac{Z - \beta}{(Z + \epsilon\beta)(Z + \sigma\beta)}$$

$$Z = 1 + 0,0152 - 0,012 \times \frac{Z}{(Z + -0,006)(Z + 0,037)} - \frac{0,0152}{(Z + 0,037)}$$

$$Z = 1,0037$$

Perhitungan I

$$I = \frac{1}{\sigma - \epsilon} \ln \left(\frac{Z + \sigma\beta}{Z + \epsilon\beta} \right)$$

$$I = 0,0149$$

Perhitungan H^R

$$\frac{H^R}{RT} = Z - 1 + \left[\frac{d \ln \alpha(Tr)}{d \ln Tr} - 1 \right] qI$$

$$\frac{H^R}{nRT} = 1,0037 - 1 + \left[\frac{d -0,773}{d 1,2282} - 1 \right] \times 0,7942 + 0,0149$$

$$H^R = 173483464,32 \text{ kJ/h}$$

Tabel B.37 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *Compressor*

	Nilai		Nilai
Flowrate (kmol/h)	35701,7430	β	0,0152
R	8,3140	α (Tr)	0,4614
Tc (K)	167,3070	q	0,7942
Tr	3,4150	Z	1,0037
Pc	45,0708	I	0,0149
Pr	0,6656	H ^R /nRT	1,0230
ω	0,0023	H ^R (kJ/h)	173483464,322

Maka,

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = \mathbf{513191859,2937} \quad \mathbf{kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$\begin{aligned}T_{out} &= 653,15 \text{ K} \\P_{out} &= 50 \text{ bar} \\ \tau &= 2,19068\end{aligned}$$

i. Perhitungan H^{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut:

$$\begin{aligned}(C_p)_H &= 35,382 \text{ kJ/kmol} \\ H^{ig} &= 448441175,5 \text{ kJ/h}\end{aligned}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.38 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *Compressor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	35701,7430	β	0,0221
R	8,3140	α (Tr)	0,3981
Tc (K)	167,3070	q	0,5993
Tr	3,9039	Z	1,0098
Pc	45,0708	I	0,0214
Pr	1,1094	H^R/nRT	1,0314
ω	0,0023	H^R (kJ/h)	199951055,467

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 648392231,007 \text{ kJ/h}$$

KERJA COMPRESSOR

$$\begin{aligned}H_{in} + W &= H_{out} \\ 513191859,29 + W &= 648392231,01 \\ W &= 135200371,71 \text{ kJ/h}\end{aligned}$$

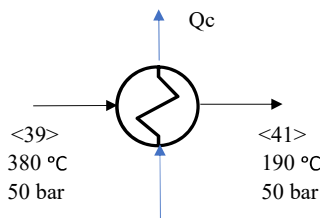
Sehingga diperoleh neraca energi kompresor berikut:

Tabel B.37 Neraca Energi *Compressor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <48>		Aliran <38>	
H2	221993314,19	H2	280477442,60
CO	79714217,07	CO	100714923,89
CO2	166562707,56	CO2	210443645,20
H2O	17052244,99	H2O	21544658,15
H2S	361,07	H2S	456,20
N2	1991235,01	N2	2515825,78

CH3OH	3142859,71	CH3OH	3970845,95
CH4	22734919,69	CH4	28724433,24
Total	513191859,29	Total	648392231,01
Kerja			
W	135200371,71		
Total	135200371,71		
Total Masuk	648392231,01	Total Keluar	648392231,01

2. Syngas Cooler II (E-213)



Keterangan

<39> = Aliran yang berasal dari *compressor*

<41> = Aliran yang akan memasuki reaktor sebagai aliran dingin

Fungsi : Mendinginkan aliran syngas sebelum memasuki reaktor sintesis methanol yang nantinya berperan sebagai aliran dingin pada reaktor

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *cooler* adalah sebagai berikut :

Aliran 32

$$P1 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T1 = 380 \text{ C} = 653,2 \text{ K}$$

Aliran 33

$$P2 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T2 = 190 \text{ C} = 463,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Aliran keluar kompresor akan dibagi menjadi 2, yakni aliran yang masuk ke cooler yakni sebesar 70% dan aliran yang masuk ke economizer yakni sebesar 30%. Berikut merupakan komposisi aliran masuk *cooler* :

Tabel B.40 Komposisi Aliran Masuk *Syngas Cooler II*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	lowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,43257	10810,545	21792,762
CO	28,01	0,15533	3881,892	108731,804
CO ₂	44,01	0,32456	8111,207	356974,210

H ₂ O	18,01528	0,03323	830,404	14959,955
H ₂ S	34,10	7,04E-07	0,018	0,600
N ₂	28,0134	0,00388	96,968	2716,415
CH ₃ OH	32,04	0,00612	153,050	4903,715
CH ₄	16,04	0,04430	1107,136	17758,468
Total		1,00000	24991,220	527837,927

Tabel B.41 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem *Syngas Cooler II*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	5,6797	14,3571	-0,0934	1,4054	1,83E-04	0,0E+00	3590,4
CO	5,4350	20,6434	0,0075	0,5244	8,65E-05	0,0E+00	-481,5
CO ₂	23,9624	98,7318	0,0727	1,7711	3,39E-04	0,0E+00	-37551,9
H ₂ O	7,3284	21,5017	0,0115	0,1153	4,82E-05	0,0E+00	402,1
H ₂ S	0,0001	0,0003	0,0000	0,0000	1,05E-09	0,0E+00	0,0
N ₂	0,1319	0,4897	0,0001	0,0127	2,30E-06	0,0E+00	15,5
CH ₃ OH	0,4959	3,1392	0,0035	0,0135	7,48E-05	-2,1E-08	0,0
CH ₄	2,0374	8,4438	0,0005	0,0754	4,02E-04	-9,6E-08	0,0
Total	45,0708	167,3070	0,0023	3,9179	1,14E-03	-1,2E-07	-34025,5

$$T_{in} = 653,15 \text{ K}$$

$$P_{in} = 50 \text{ bar}$$

Dengan komposisi seperti pada tabel di atas, maka perhitungan energi masuk adalah :

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 2,1907$$

$$C_p(H) = 35,3824 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 313908822,9 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan HR

Tabel B.42 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *Syngas Cooler II*

	Nilai		Nilai
Flowrate	24991,2201	β	0,0221
R	8,3140	α (Tr)	0,3981
Tc (K)	167,3070	q	0,5993
Tr	3,9039	Z	1,0098
Pc	45,0708	I	0,0214
Pr	1,1094	H ^R /nRT	1,0314
ω	0,0023	H^R (kJ/h)	139965622,325

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 453874445,204 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

i. Perhitungan Hig

$$\tau = 1,5534$$

$$Cp(H) = 33,9765 \text{ kJ/kmol}$$

$$Hig = 140103957,8 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan HR

Tabel B.43 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar Syngas Cooler II

	Nilai		Nilai
Flowrate	24991,2201	β	0,0221
R	8,3140	α (Tr)	0,3981
Tc (K)	167,3070	q	0,5993
Tr	3,9039	Z	1,0098
Pc	45,0708	I	0,0214
Pr	1,1094	H^R/nRT	1,0314
ω	0,0023	H^R (kJ/h)	99249905,5986

$$H2 = H^{ig} + H^R$$

$$H2 = 239353863,431 \text{ kJ/h}$$

Q COOLING WATER

$$\Delta Hin = \Delta Hout + Qc$$

$$\begin{aligned} H1 &= H2 + Qc \\ 453874445,204 &= 239353863,431 + Qc \\ Qc &= 214520581,77 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

KEBUTUHAN COOLING WATER

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Qc yang diperlukan, yakni :

$$Qc = 214520581,77 \text{ kJ/h}$$

Data Pendingin (Air) :

$$\begin{aligned} Tin &= 30 & C &= 303,15 \text{ K} \\ Tout &= 40 & C &= 313,15 \text{ K} \\ \Delta T &= 10 \end{aligned}$$

Untuk nilai Cp dari air dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut:

$$C_p^0 = C1 + C2T + C3T^2 + C4T^3 + C5T^4$$

(Perry & Green, 1999)

Data yang dibutuhkan untuk menghitung Cp air ada pada tabel berikut :

Tabel B.44 Data untuk Perhitungan Cp Air

C1	C2	C3	C4	C5
276370	-2090,1	8,125	-0,014116	9,4E-06

Sehingga diperoleh nilai C_p air pada suhu 30 C adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} C_p &= 75314,1289 \text{ J/kgmol K} \\ C_p &= 75,31413 \text{ kJ/kgmol K} \end{aligned}$$

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

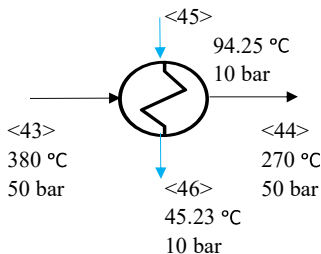
$$\begin{aligned} Q_c &= \text{mol air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\ 214520581,77 &= \text{mol air} \times 75,31413 \times 10 \\ \text{Massa Air} &= \mathbf{5015213,965 \text{ kg/h}} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *syngas cooler* II berikut:

Tabel B.45 Neraca Energi *Syngas Cooler* II

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <39>		Aliran <41>	
H2	196334159,42	H2	103538192
CO	70500428,63	CO	37178894
CO2	147310513,82	CO2	77685230
H2O	15081256,83	H2O	7953206
H2S	319,34	H2S	168
N2	1761077,59	N2	928717
CH3OH	2779591,45	CH3OH	1465837
CH4	20107098,11	CH4	10603619
Total	453874445,20	Total	239353863,4
		<i>Cooling Water</i>	
		Qc	214520581,77
		Total	214520581,8
Total Masuk	453874445,20	Total Keluar	453874445,2

3. Economizer (E-212)



Keterangan

- <43> = Aliran syngas yang akan didinginkan sebelum memasuki
- <44> = Aliran syngas yang telah mengalami penurunan suhu

<45> = Aliran *recycle* yang berasal dari *top* separator

<46> = Aliran *recycle* yang telah mengalami kenaikan suhu akibat proses pertukaran panas

Fungsi : Mendinginkan aliran syngas hingga 270 C sebelum memasuki reaktor sintesis metanol yang nantinya berperan sebagai aliran panas pada reaktor

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *economizer* adalah sebagai berikut :

Aliran <43>

$$\begin{aligned} P1 &= 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia} \\ T1 &= 380 \text{ C} = 653,2 \text{ K} \end{aligned}$$

Aliran <44>

$$\begin{aligned} P2 &= 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia} \\ T2 &= 270 \text{ C} = 543,2 \text{ K} \end{aligned}$$

Aliran <45>

$$\begin{aligned} P1 &= 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia} \\ T1 &= 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K} \end{aligned}$$

Aliran <46>

$$\begin{aligned} P2 &= 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia} \\ T2 &= 94,25 \text{ C} = 367,40 \text{ K} \end{aligned}$$

Referensi

$$\begin{aligned} P &= 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa} \\ T &= 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K} \end{aligned}$$

Aliran syngas yang nantinya masuk ke reaktor sebagai aliran panas mengalami penurunan suhu terlebih dahulu dari 380 C menjadi 270 C untuk menyesuaikan dengan kondisi operasi pada reaktor. Aliran syngas didinginkan dengan memanfaatkan aliran recycle yang keluar dari separator. Aliran dari separator memiliki kondisi operasi 45.23 C. Sehingga dilakukan trial pada suhu keluar economizer untuk aliran dingin (recycle).

ENERGI MASUK ALIRAN SYNGAS (PANAS)

komposisi aliran masuk *economizer* dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.46 Komposisi Aliran Panas Masuk *Economizer*

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,43257	4633,091	9339,755
CO	28,01	0,15533	1663,668	46599,345
CO ₂	44,01	0,32456	3476,231	152988,947
H ₂ O	18,01528	0,03323	355,887	6411,409
H ₂ S	34,10	0,00000	0,008	0,257
N ₂	28,0134	0,00388	41,558	1164,178

CH ₃ OH	32,04	0,00612	65,593	2101,592
CH ₄	16,04	0,04430	474,487	7610,772
Total		1,00000	10710,523	226216,254

Tabel B.47 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Aliran Panas *Economizer*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	5,6797	14,3571	-0,0934	1,4054	1,83E-04	0,0E+00	3590,362
CO	5,4350	20,6434	0,0075	0,5244	8,65E-05	0,0E+00	-481,524
CO ₂	23,9624	98,7318	0,0727	1,7711	3,39E-04	0,0E+00	-37551,9
H ₂ O	7,3284	21,5017	0,0115	0,1153	4,82E-05	0,0E+00	402,057
H ₂ S	0,0001	0,0003	0,0000	0,0000	1,05E-09	0,0E+00	-0,016
N ₂	0,1319	0,4897	0,0001	0,0127	2,30E-06	0,0E+00	15,520
CH ₃ OH	0,4959	3,1392	0,0035	0,0135	7,48E-05	-2,1E-08	0,000
CH ₄	2,0374	8,4438	0,0005	0,0754	4,02E-04	-9,6E-08	0,000
Total	45,0708	167,3070	0,0023	3,9179	1,14E-03	-1,2E-07	-34025,5

$$T_{in} = 653,15 \text{ K}$$

$$P_{in} = 50 \text{ bar}$$

Dengan komposisi seperti pada tabel di atas, maka perhitungan energi masuk adalah :

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = 2,1907$$

$$C_p(H) = 35,3824 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 134532352,7 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan HR

Tabel B.48 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Panas Masuk *Economizer*

	Nilai		Nilai
Flowrate	10710,5229	β	0,0221
R	8,3140	α (Tr)	0,3981
Tc (K)	167,3070	q	0,5993
Tr	3,9039	Z	1,0098
Pc	45,0708	I	0,0214
Pr	1,1094	H ^R /nRT	1,0314
ω	0,0023	H ^R (kJ/h)	59985264,2855

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 194517616,948 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR ALIRAN SYNGAS (PANAS)

$$T_{out} = 543,15 \text{ K}$$

$$P_{out} = 50 \text{ bar}$$

i. Perhitungan H_{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 1,821734$$

$$(C_p)_H = 34,622 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 90851249,06 \quad \text{kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.49 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Panas Keluar *Economizer*

	Nilai		Nilai
Flowrate	10710,5229	β	0,0266
R	8,3140	α (Tr)	0,4855
Tc (K)	167,3070	q	0,8790
Tr	3,2464	Z	1,0051
Pc	45,0708	I	0,0258
Pr	1,1094	H^R/nRT	1,0417
ω	0,0023	H^R (kJ/h)	50381479,4201

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 141232728,476 \quad \text{kJ/h}$$

ENERGI MASUK ALIRAN RECYCLE (DINGIN)

Aliran dingin pada sistem *economizer* diperoleh dari *recycle* yang berasal dari aliran keluar *methanol separator* (*top product*). Maka komposisi aliran masuk *economizer* dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.50 Komposisi Aliran Dingin Masuk *Economizer*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	0,2851	2531,7126	5103,6289
CO	28,0100	0,1367	1213,5976	33992,8678
CO ₂	44,0100	0,4705	4177,4498	183849,5670
H ₂ O	18,0153	0,0033	28,8765	520,2188
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0101	0,3452
N ₂	28,0134	0,0064	57,0294	1597,5863
CH ₃ OH	32,0400	0,0246	218,6425	7005,3068
CH ₄	16,0400	0,0734	651,3988	10448,4372
Total		1,0000	8878,7174	242517,9581

Tabel B.51 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Aliran Dingin *Economizer*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	3,7439	9,4639	-0,0616	0,9264	1,20E-04	0,0E+00	2366,695

CO	4,7826	18,1656	0,0066	0,4615	7,61E-05	0,0E+00	-423,727
CO ₂	34,7371	143,1266	0,1054	2,5675	4,92E-04	0,0E+00	-54437,0
H ₂ O	0,7173	2,1046	0,0011	0,0113	4,72E-06	0,0E+00	39,3532
H ₂ S	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	1,70E-09	0,0E+00	-0,0265
N ₂	0,2184	0,8106	0,0002	0,0211	3,81E-06	0,0E+00	25,6926
CH ₃ OH	1,9939	12,6230	0,0139	0,0544	3,01E-04	-8,5E-08	0,0000
CH ₄	3,3741	13,9836	0,0009	0,1249	6,66E-04	-1,6E-07	0,0000
Total	49,5675	200,2783	0,0665	4,1671	1,66E-03	-2,4E-07	-52429,0

$$T_{in} = 318,38 \text{ K}$$

$$P_{in} = 10 \text{ bar}$$

i. Perhitungan H_{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk aliran panas, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 1,067852$$

$$(C_p)_H = 34,125 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 6129327,94 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.52 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Dingin Masuk *Economizer*

	Nilai		Nilai
Flowrate	8878,7174	β	0,0099
R	8,3140	α (Tr)	0,7671
Tc (K)	200,2783	q	2,8364
Tr	1,5897	Z	0,9824
Pc	49,5675	I	0,0100
Pr	0,2017	H ^R /nRT	1,0267
ω	0,0665	H^R (kJ/h)	24130469,4016

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 30259797,341 \text{ kJ/h}$$

PERHITUNGAN T OUT ALIRAN RECYCLE

Dengan mengetahui ΔH aliran syngas, maka dapat diketahui Q yang dibutuhkan oleh aliran syngas untuk mencapai suhu target. Setelah mengetahui Q yang harus diterima, maka dapat dihitung Q yang dilepas oleh aliran recycle sebagai berikut :

i. Perhitungan Energi Keluar dari Aliran *Recycle* (Aliran Dingin)

$$Q_{lepas} = Q_{terima}$$

$$Q_{lepas} = \Delta H \text{ Aliran Panas}$$

$$Q_{\text{terima}} = \Delta H \text{ Aliran Dingin}$$

$$\Delta H \text{ Aliran Dingin} = \Delta H \text{ Aliran Panas}$$

Aliran Panas (Syngas)

$$H1 = 194517616,948 \text{ kJ/h}$$

$$H2 = 141232728,476 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta H = 53284888,471 \text{ kJ/h}$$

Karena ΔH aliran panas = aliran dingin, maka dapat diperoleh besar entalpi dari aliran dingin yang keluar *economizer* (H2) sebagai berikut :

Aliran Dingin (Recycle)

$$\Delta H = 53284888,471 \text{ kJ/h}$$

$$H1 = 30259797,341 \text{ kJ/h}$$

$$H2 = 83544685,813 \text{ kJ/h}$$

Dengan mengetahui nilai H2 dari aliran recycle, dapat dilakukan trial untuk suhu keluaran aliran recycle. Trial yang dilakukan adalah sebagai berikut :

ii. Trial Tout Aliran Recycle

$$T_{\text{out}} = 452,264 \text{ K} \quad (\text{hasil goal seek})$$

$$P_{\text{out}} = 10 \text{ bar}$$

Perhitungan Hig

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk aliran panas, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 1,5169$$

$$(C_p)_H = 36,313 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{\text{ig}} = 49688556,77 \text{ kJ/h}$$

Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.53 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Dingin Keluar *Economizer*

	Nilai		Nilai
Flowrate	8878,7174	β	0,0069
R	8,3140	α (Tr)	0,5787
Tc (K)	200,2783	q	1,5062
Tr	2,2582	Z	0,9967
Pc	49,5675	I	0,0069
Pr	0,2017	H^R/nRT	1,0141
ω	0,0665	H^R (kJ/h)	33856129,0414

$$H2 = H^{\text{ig}} + H^R$$

$$H2 = 83544685,813 \text{ kJ/h}$$

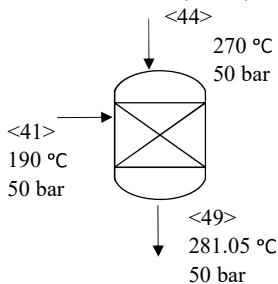
H2 hasil perhitungan dengan *trial* suhu keluar aliran telah memiliki nilai yang sama dengan H2 hasil perhitungan selisih entalpi. Sehingga suhu aliran keluar recycle sesuai dengan suhu hasil trial diatas.

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *economizer* berikut :

Tabel B.54 Neraca Energi *Economizer*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <43>		Aliran <44>	
H2	84143210,13	H2	61093567,44
CO	30214469,04	CO	21937714,27
CO2	63133076,57	CO2	45838812,96
H2O	6463395,71	H2O	4692855,20
H2S	136,86	H2S	99,37
N2	754747,53	N2	547996,91
CH3OH	1191253,47	CH3OH	864929,25
CH4	8617327,65	CH4	6256753,07
Total	194517616,95	Total	141232728,5
Aliran <45>		Aliran <46>	
H2	8628398,42	H2	23822262,49
CO	4136094,74	CO	11419400,18
CO2	14237279,93	CO2	39307899,69
H2O	98414,89	H2O	271715,02
H2S	34,51	H2S	95,27
N2	194363,31	N2	536620,31
CH3OH	745161,55	CH3OH	2057326,65
CH4	2220049,99	CH4	6129366,21
Total	30259797,34	Total	83544685,8
Total Masuk	224777414,29	Total Keluar	224777414,3

4. Methanol Reactor (R-210)



Keterangan

<44>= Aliran syngas (panas) masuk reaktor

<41>= Aliran syngas (*quench*) masuk reaktor

<49>= Aliran metanol keluar reaktor

Fungsi : Tempat terjadinya reaksi pembentukan metanol dari syngas

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *methanol reactor* adalah

sebagai berikut :

Aliran 41

$$P1 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$t1 = 190 \text{ C} = 463,2 \text{ K}$$

Aliran 44

$$P2 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T2 = 270 \text{ C} = 543,2 \text{ K}$$

Aliran 49

$$P3 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T3 = 281 \text{ C} = 554,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Energi masuk reaktor berasal dari 2 aliran, yakni aliran keluar *cooler* dan aliran keluar *economizer*. Aliran yang berasal dari *cooler* memiliki suhu yang lebih rendah dibandingkan dengan aliran keluar *economizer*. Maka dari itu aliran ini berfungsi sebagai *quench* pada reaktor yang masuk dari samping reaktor. Aliran yang berasal dari *economizer* memiliki suhu keluaran yang lebih tinggi yang masuk dari atas reaktor. Energi masuk dari masing-masing aliran dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel B.55 Komposisi Aliran Dingin/*Quench* Masuk Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Energi (kJ/h)
H ₂	2,0159	0,4326	10810,5452	21792,7618	103538192
CO	28,0100	0,1553	3881,8923	108731,8041	37178894
CO ₂	44,0100	0,3246	8111,2068	356974,2097	77685230
H ₂ O	18,0153	0,0332	830,4037	14959,9548	7953206
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0176	0,5996	168,4052
N ₂	28,0134	0,0039	96,9684	2716,4145	928717
CH ₃ OH	32,0400	0,0061	153,0498	4903,7148	1465837
CH ₄	16,0400	0,0443	1107,1364	17758,4677	10603619
Total		1,0000	24991,2201	527838,1885	239353863

Tabel B.56 Komposisi Aliran Panas Masuk Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Energi (kJ/h)
H ₂	2,0159	0,4326	4633,0908	9339,7550	61093567,4
CO	28,0100	0,1553	1663,6681	46599,3446	21937714,3

CO ₂	44,0100	0,3246	3476,2315	152988,9470	45838813,0
H ₂ O	18,0153	0,0332	355,8873	6411,4092	4692855,2
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0075	0,2570	99,3689
N ₂	28,0134	0,0039	41,5579	1164,1776	547997
CH ₃ OH	32,0400	0,0061	65,5928	2101,5921	864929
CH ₄	16,0400	0,0443	474,4870	7610,7719	6256753
Total		1,0000	10710,5229	226216,3665	141232728

Sehingga dapat diperoleh total keseluruhan aliran masuk reaktor sesuai dengan tabel berikut :

Tabel B.57 Komposisi Total Aliran Masuk Reaktor

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	0,4326	15443,6359	31132,5168
CO	28,0100	0,1553	5545,5605	155331,1487
CO ₂	44,0100	0,3246	11587,4382	509963,1567
H ₂ O	18,0153	0,0332	1186,2910	21371,3640
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0251	0,8566
N ₂	28,0134	0,0039	138,5263	3880,5922
CH ₃ OH	32,0400	0,0061	218,6425	7005,3068
CH ₄	16,0400	0,0443	1581,6234	25369,2395
Total		1,0000	35701,7430	754054,181

Sehingga dapat diperoleh jumlah energi yang masuk ke dalam reaktor sebesar :

Energi Aliran Dingin	=	239353863	kJ/h
Energi Aliran Panas	=	141232728	kJ/h
Total	=	380586592	kJ/h

PANAS REAKSI

i. Reaksi I

	1	CO	+	2	H ₂	⇌	1	CH ₃ OH
M	5545,5605			15443,6359			218,6425	
R	2496,1966			4992,3933			2496,1966	
S	3049,3638			10451,2427			2714,8392	

Mol CO terkonversi	=	2496,1966	kmol
Mol H ₂ terkonversi	=	4992,3933	kmol
Mol CH ₃ OH terbentuk	=	2496,1966	kmol

Tabel B.58 Perhitungan ΔH_f298 Reaksi I

Komponen	ΔH _f 298	ΔH _f 298 * mol
----------	---------------------	---------------------------

H ₂	0,00	0,00
CO	-110525,00	-275892132,35
CH ₃ OH	-200660	-500886815,44
Total		-224994683,10

$$\Delta H \text{ Reaksi 1} = -224994683,10 \text{ kJ/h}$$

ii. Reaksi II

	1	CO ₂	+	3	H ₂	⇌	1	CH ₃ OH	+	1	H ₂ O
M	11587,4382			15443,6359			0,0000			1327,114	
R	487,4300			1462,2900			487,4300			487,4300	
S	11100,0082			13981,3459			487,4300			1814,544	

Mol CO ₂ terkonversi	=	487,4300	kmol
Mol H ₂ terkonversi	=	1462,2900	kmol
Mol CH ₃ OH terbentuk	=	487,4300	kmol
Mol H ₂ O terbentuk	=	487,4300	kmol

Tabel B.59 Perhitungan ΔH_f 298 Reaksi 2

Komponen	ΔH_f 298	ΔH_f 298 * mol
H ₂	0,00	0,00
CO ₂	-393509,00	-191808091,87
CH ₃ OH	-200660,00	-97807703,80
H ₂ O	-241818	-117869347,74
Total		-23868959,67

$$\Delta H \text{ Reaksi 2} = -23868959,67 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} \Delta H \text{ Reaksi} &= \Delta H \text{ Reaksi 1} + \Delta H \text{ Reaksi 2} \\ &= -224994683,10 + -23868960 \\ &= -248863642,77 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Asumsi: $Q_{\text{loss}} = 5\%$ dari total energi masuk

$$Q_{\text{loss}} = 5\% \times 380586592$$

$$Q_{\text{loss}} = 19029329,6 \text{ kJ/hr}$$

ENERGI KELUAR

Energi keluar dari reaktor dapat ditentukan melalui energi masuk dan energi reaksi yang terdapat pada reaktor. Perhitungan energi keluar adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{in}} &= \Delta H_{\text{out}} \\ \mathbf{H1} &= H_2 + H_f + Q_{\text{loss}} \\ \mathbf{H2} &= H1 - H_f - Q_{\text{loss}} \\ \mathbf{H2} &= 610420905,078 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Dengan mengetahui nilai energi yang keluar dari reaktor, maka dapat diketahui suhu keluaran reaktor dengan menggunakan *goal seek*. Hasil perhitungannya adalah sebagai berikut :

$$T_{out} = 552,13 \text{ K} \quad (T_{out} \text{ diperoleh dengan menggunakan goal seek})$$

$$P_{out} = 50 \text{ bar}$$

Tabel B.60 Komposisi Aliran Keluar Reaktor

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	0,3023	8988,9527	18120,6499
CO	28,0100	0,1026	3049,3638	85412,6812
CO ₂	44,0100	0,3733	11100,0082	488511,3624
H ₂ O	18,0153	0,0563	1673,7210	30152,5519
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0251	0,8566
N ₂	28,0134	0,0047	138,5263	3880,5922
CH ₃ OH	32,0400	0,1077	3202,2692	102600,7040
CH ₄	16,0400	0,0532	1581,6234	25369,2395
Total		1,0000	29734,4897	754048,638

Tabel B.61 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Reaktor

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	3,9693	10,0336	-0,0653	0,9822	0,00013	0	2509,15
CO	3,5883	13,6293	0,0049	0,3462	5,7E-05	0	-317,915
CO ₂	27,5610	113,5591	0,0836	2,0371	0,00039	0	-43191,3
H ₂ O	12,4145	36,4245	0,0194	0,1953	8,2E-05	0	681,095
H ₂ S	0,0001	0,0003	0,0000	0,0000	1,3E-09	0	-0,0196
N ₂	0,1584	0,5879	0,0002	0,0153	2,8E-06	0	18,6351
CH ₃ OH	8,7201	55,2047	0,0607	0,2381	0,00132	-3,7E-07	0
CH ₄	2,4463	10,1383	0,0006	0,0905	0,00048	-1,2E-07	0
Total	58,8580	239,5778	0,1042	3,9048	0,00246	-4,9E-07	-40300,3

i. Perhitungan Hig

$$\tau = 1,8519$$

$$C_p(H) = 61,6693 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 465723918,7 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Perhitungan HR untuk aliran keluar reaktor metanol dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.62 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar Reaktor

	Nilai		Nilai
Flowrate	29734,4897	β	0,0287
R	8,3140	α (Tr)	0,5244
Tc (K)	239,5778	q	1,3375

Tr	2,3046	Z	0,9935
Pc	58,8580	I	0,0281
Pr	0,8495	H ^R /nRT	1,0601
ω	0,1042	H ^R (kJ/h)	144696986,355

$$H2 = H^{ig} + H^R$$

$$H2 = \mathbf{610420905,078} \quad \mathbf{kJ/h}$$

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *methanol reactor* berikut :

Tabel B.63 Neraca Energi *Methanol Reactor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <41>		Aliran <49>	
H2	103538192,29	H2	184534683,02
CO	37178894,17	CO	62600550,89
CO2	77685229,87	CO2	227872653,62
H2O	7953206,28	H2O	34359905,90
H2S	168,41	H2S	515,67
N2	928716,59	N2	2843813,35
CH3OH	1465837,00	CH3OH	65739552,32
CH4	10603618,83	CH4	32469230,31
Total	239353863,43	Total	610420905,1
Aliran <44>		Q _{loss}	
H2	61093567,44	Q _{loss}	19029329,60
CO	21937714,27	Total	19029329,60
CO2	45838812,96		
H2O	4692855,20		
H2S	99,37		
N2	547996,91		
CH3OH	864929,25		
CH4	6256753,07		
Total	141232728,48		
Panas Reaksi			
Reaksi 1	224994683,10		
Reaksi 2	23868959,67		
Total	248863642,77		
Total Masuk	629450234,67	Total Keluar	629450234,7

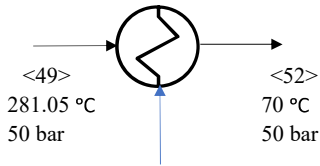
5. *Methanol Cooler* (E-215)



Keterangan

<49> = Aliran metanol yang keluar dari reaktor

<52> = Aliran metanol yang mengalami



penurunan suhu sebelum
memasuki separator

Fungsi : Mendinginkan aliran keluar reaktor sebelum memasuki separator

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *cooler* adalah sebagai berikut :

Aliran 49

$$P1 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T1 = 281 \text{ C} = 554,2 \text{ K}$$

Aliran 52

$$P2 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T2 = 70 \text{ C} = 343,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Karena aliran masuk *cooler* berasal dari aliran keluar reaktor, maka komposisi aliran dapat dilihat pada tabel B.58. Sedangkan untuk perhitungan properti tiap komponen pada sistem *cooler* dapat dilihat pada tabel B.59.

$$T_{in} = 554,15 \text{ K}$$

$$P_{in} = 50 \text{ bar}$$

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,8586$$

$$C_p(H) = 38,3877 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 292208181,9 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan HR

Tabel B.64 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *Cooler*

	Nilai		Nilai
Flowrate	29734,4897	β	0,0286
R	8,3140	α (Tr)	0,5223
Tc (K)	239,5778	q	1,3272
Tr	2,3130	Z	0,9938
Pc	58,8580	I	0,0280

Pr	0,8495	H ^R /nRT	1,0597
ω	0,1042	H ^R (kJ/h)	145168337,240

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 437376519,115 \quad \text{kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 343,15 \text{ K}$$

$$P_{out} = 50 \text{ bar}$$

Perhitungan dari neraca panas aliran keluar adalah sebagai berikut :

Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

$$H = H^{ig} + H^R$$

Tabel B.65 Komposisi Aliran Keluar Cooler

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	0,2977	8852,3997	17845,3754
CO	28,0100	0,1008	2995,8450	83913,6190
CO ₂	44,0100	0,3731	11095,2756	488303,0802
H ₂ O	18,0153	0,0567	1685,9168	30372,2632
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0251	0,8567
N ₂	28,0134	0,0047	138,5975	3882,5861
CH ₃ OH	32,0400	0,1100	3270,7510	104794,8609
CH ₄	16,0400	0,0532	1582,4336	25382,2349
Total		0,9962	29621,2442	754494,8764

Tabel B.66 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Keluar Cooler

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,7125	11,9123	-0,0775	1,1661	0,00015	0	2978,97
CO	4,2500	16,1425	0,0058	0,4101	6,8E-05	0	-376,537
CO ₂	33,2122	136,8433	0,1008	2,4548	0,00047	0	-52047,3
H ₂ O	12,5050	36,6899	0,0196	0,1967	8,2E-05	0	686,058
H ₂ S	0,0001	0,0004	0,0000	0,0000	1,5E-09	0	-0,02363
N ₂	0,1911	0,7092	0,0002	0,0184	3,3E-06	0	22,4772
CH ₃ OH	8,9066	56,3853	0,0620	0,2432	0,00134	-3,8E-07	0
CH ₄	2,9506	12,2285	0,0008	0,1092	0,00058	-1,4E-07	0
Total	45,3165	177,8362	0,0301	4,1586	0,00128	-1,4E-07	-49422,4

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 1,1509$$

$$C_p(H) = 33,839 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 26708014,83 \quad \text{kJ/h}$$

ii. Perhitungan HR

Tabel B.67 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *Cooler*

	Nilai		Nilai
Flowrate	24664,5765	β	0,0445
R	8,3140	α (Tr)	0,6994
Tc (K)	177,8362	q	2,1304
Tr	1,9296	Z	0,9588
Pc	45,3165	I	0,0069
Pr	1,1034	H^R/nRT	0,9814
ω	0,0301	H^R (kJ/h)	66441070,6789

$$H2 = H^{ig} + H^R$$

$$H2 = \quad \quad \quad \mathbf{93149085,505} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T OD

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.68 Data Perhitungan Entalpi pada Aliran Keluar *Cooler* (Liq-Liq)

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	75,0159	220,0988	0,1173	2,9632	0,0004	-6,1E-08
CH ₃ OH	53,4296	338,2488	0,3722	8,8627	-0,0338	8,7E-05
Total	128,4455	558,3476	0,4895	11,8259	-0,0334	8,6E-05

Tabel B.67 Perhitungan Entalpi pada Aliran Keluar *Cooler* (Liq-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	4956,6678	β	0,0512
R	8,3140	α (Tr)	1,5526
Tc (K)	558,3476	q	15,4338
Tr	0,5913	Z	0,0605
Pc	128,4455	V	3,3227
Pr	0,3893	Cp (kJ/kmol)	83,2808
ω	0,4895	H (kJ/h)	13212030,2087

$$H3 = \quad \quad \quad \mathbf{13212030,209} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Keluar} &= \quad \quad \quad H2 \quad + \quad \quad \quad H3 \\ \text{Total H Keluar} &= \quad \quad \quad 93149085,505 \quad + \quad \quad \quad 13212030,209 \\ \text{Total H Keluar} &= \quad \quad \quad \mathbf{106361115,7} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN Q COOLING WATER

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q_c$$

$$H_{in} = \quad \quad \quad H_{out} \quad + \quad \quad \quad Q_c$$

$$437376519,115 = 106361115,713 + Q_c$$

$$Q_c = 331015403,40 \text{ kJ/h}$$

KEBUTUHAN COOLING WATER

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Q_c yang diperlukan, yakni :

$$Q_c = 331015403,40 \text{ kJ/h}$$

Data Pendingin (Air) :

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30 & C &= 303,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 40 & C &= 313,15 \text{ K} \\ \Delta T &= 10 \end{aligned}$$

Perhitungan C_p air dapat dilakukan dengan menggunakan metode yang terdapat pada *cooler* sebelumnya. Maka hasil perhitungannya adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} C_p &= 75314,1289 \text{ J/kgmol K} \\ C_p &= 75,31413 \text{ kJ/kgmol K} \end{aligned}$$

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned} Q_c &= \text{mol air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\ 331015403,40 &= \text{mol air} \times 75,31413 \times 10 \\ \text{Massa Air} &= 5957822,5845 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *methanol cooler* berikut :

Tabel B.70 Neraca Energi *Methanol Cooler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <49>		Aliran <52>	
H2	132222105,51	H2	33432276
CO	44854314,15	CO	11314211
CO2	163274467,20	CO2	41902798
H2O	24619432,13	H2O	4493822
H2S	369,49	H2S	95
N2	2037638,57	N2	523432
CH3OH	47103459,80	CH3OH	8718208
CH4	23264732,27	CH4	5976273
Total	437376519,11	Total	106361115,71
		<i>Cooling Water</i>	
		Qc	331015403,40
		Total	331015403,40
Total Masuk	437376519	Total Keluar	437376519

6. JT Valve I





<53>

45.23 °C

10 bar

Fungsi : Menurunkan hingga 10 bar sebelum memasuki separator

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *JT Valve* adalah sebagai berikut:

Aliran 52

$$P1 = 50 \text{ bar} = 5000 \text{ kPa} = 725,189 \text{ psia}$$

$$T1 = 70 \text{ C} = 343,2 \text{ K}$$

Aliran 53

$$P2 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T2 = 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

Maka dengan menggunakan data pada tabel B di atas, diperoleh hasil perhitungan berikut :

Tabel B.71 Data Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraaksi Mol	Hf (kJ/h)	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	8852,40	0,29885307	0,00	0,97	0,00	-	2E+03
CO	2995,85	0,10113839	-331115770,86	0,34	0,00	-	#####
CO ₂	11095,28	0,37457156	-4366090815,19	2,04	0,00	-	#####
H ₂ O	1685,92	0,0569158	-407685028,11	0,20	0,00	-	688,68
H ₂ S	0,03	8,4817E-07	-518,30	0,00	0,00	-	-0,02
N ₂	138,60	0,00467899	0,00	0,02	0,00	-	18,72
CH ₃ OH	3270,75	0,11041909	-656308888,67	0,24	0,00	-4E-07	0,00
CH ₄	1582,43	0,05342225	-117922951,57	0,09	0,00	-1E-07	0,00
Total	29621,24	1,0000	-5879123972,70	3,90	2E-03	-5E-07	#####
	0,00						

ENERGI MASUK

Komponen yang memasuki *JT Valve* sesuai dengan tabel B.71.

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,1509$$

$$C_p(H) = 35,39 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Hig} = 47.178.764,40 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Data berikut adalah perhitungan properti dari tiap komponen *syngas* :

Tabel B.72 Perhitungan Properti Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Frakasi Mol	zi.Tc	zi.Pc	zi.ω
H ₂	8852,3997	0,2989	9,9189	3,9239	-0,0646
CO	2995,8450	0,1011	13,4413	3,5388	0,0049
CO ₂	11095,2756	0,3746	113,9447	27,6546	0,0839
H ₂ O	1685,9168	0,0569	36,8302	12,5528	0,0196
H ₂ S	0,0251	0,0000	0,0003	0,0001	0,0000
N ₂	138,5975	0,0047	0,5905	0,1591	0,0002
CH ₃ OH	3270,7510	0,1104	56,6008	8,9406	0,0623
CH ₄	1582,4336	0,0534	10,1823	2,4569	0,0006
Total	29621,2442	1,0000	241,5090	59,2268	0,1069

Tabel B.71 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *JT Valve*

	Nilai		Nilai
Flowrate	29621,24424	β	0,04622
R	8,314	α (Tr)	0,80461
Tc (K)	241,50902	q	3,32854
Tr	1,42086	Z	0,91232
Pc	59,22685	I	0,04829
Pr	0,84421	H^R/nRT	1,17255
ω	0,10694	H^R (kJ/h)	99090111,637

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 146268876,038 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 318,38 \text{ K}$$

$$P_{out} = 10 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,06785$$

i. Perhitungan H^{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$(C_p)_H = 34,914 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 20921943,5 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk,

hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.74 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *JT Valve*

	Nilai		Nilai
Flowrate	29621,24424	β	0,00996
R	8,314	α (Tr)	0,84734
Tc (K)	241,50902	q	3,778033513
Tr	1,31829	Z	0,97385
Pc	59,22685	I	0,01013
Pr	0,16884	H^R/nRT	1,03505
ω	0,10694	H^R (kJ/h)	81156237,047

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = \quad \quad \quad \mathbf{102078180,546} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

KERJA JT VALVE

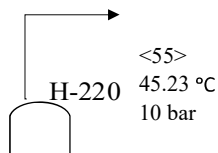
$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{out} + W \\
 146268876,04 &= 102078180,55 + W \\
 W &= 44190695,49 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh neraca energi JT Valve berikut :

Tabel B.75 Neraca Energi *JT Valve I*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <52>		Aliran <53>	
H2	43712902,04	H2	30506377
CO	14793398,96	CO	10324023
CO2	54788160,87	CO2	38235583
H2O	8325010,02	H2O	5809861
H2S	124,06	H2S	87
N2	684390,38	N2	477623
CH3OH	16150876,84	CH3OH	11271380
CH4	7814012,86	CH4	5453246
Total	146268876,04	Total	102078180,55
		Kerja	
		W	44190695,49
		Total	44190695,49
Total Masuk	146268876	Total Keluar	146268876

6. Methanol Separator (H-220)

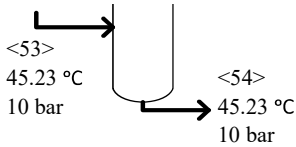


Keterangan

<53>= Aliran methanol (gas) dari reaktor

<55> <55>= Aliran *Top Product* Separator

<54>= Aliran *bottom product* separator menuju distillation



Fungsi : Tempat terjadinya pemisahan antara fase liquid dan gas pada metanol

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *separator* adalah sebagai berikut :

Aliran 53

$$P1 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T1 = 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K}$$

Aliran 55

$$P2 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T2 = 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K}$$

Aliran 54

$$P2 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T2 = 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Nilai energi yang memasuki sistem *separator* sama dengan energi yang keluar dari sistem *cooler* . Nilainya adalah sebagai berikut :

Tabel B.71 Komposisi Aliran Masuk *Separator*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Energi (kJ/h)
H ₂	2,0159	0,2989	8852,3997	17845,3754	30506377
CO	28,0100	0,1011	2995,8450	83913,6190	10324023
CO ₂	44,0100	0,3746	11095,2756	488303,0802	38235583
H ₂ O	18,0153	0,0569	1685,9168	30372,2632	5809861
H ₂ S	34,1000	0,0000	0,0251	0,8567	86,5796
N ₂	28,0134	0,0047	138,5975	3882,5861	477623
CH ₃ OH	32,0400	0,1104	3270,7510	104794,8609	11271380
CH ₄	16,0400	0,0534	1582,4336	25382,2349	5453246
Total		1,0000	29621,2442	754494,8764	102078181

$$\mathbf{Hin} = 102078181 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

Terdapat 2 aliran keluar yang ada pada sistem *separator*. 1 Aliran berfase liquid dan 1 aliran berfase gas. Perhitungan tiap aliran keluar adalah sebagai berikut :

Perhitungan Aliran Keluar Top

Tabel B.72 Komposisi Aliran *Top Separator*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,34816	8824,465	17789,0633
CO	28,01	0,11793	2989,127	83725,4580
CO ₂	44,01	0,43625	11057,018	486619,3782
H ₂ O	18,01528	0,00353	89,500	1612,3662
H ₂ S	34,10	0,00000	0,024	0,8130
N ₂	28,0134	0,00545	138,217	3871,9226
CH ₃ OH	32,04	0,02658	673,651	21583,7914
CH ₄	16,04	0,06209	1573,796	25243,6859
Total		1,0000	25345,799	640446,479

Tabel B.72 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran *Top Separator*

Komp.	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,71329	11,9143	-0,0775	1,1663	0,0002	0	2979,46
CO	4,25461	16,1600	0,0058	0,4105	0,0001	0	-376,945
CO ₂	33,208	136,8260	0,1008	2,4545	0,0005	0	-52040,7
H ₂ O	0,7788	2,2850	0,0012	0,0123	5,12E-06	0	42,727
H ₂ S	7,6E-05	0,0004	9,12E-08	3,81E-06	1,45E-09	0	-0,0225
N ₂	0,19117	0,7096	2,14E-04	0,0184	3,33E-06	0	22,4901
CH ₃ OH	2,15206	13,6241	0,0150	0,0588	0,0003	-9,2E-08	0
CH ₄	2,94431	12,2023	0,0008	0,1090	0,0006	-1,4E-07	0
Total	45,3114	177,8125	0,0300	4,1587	0,0013	-1,4E-07	-49415,7

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

$$H = H^{ig} + H^R$$

$$T_{out} = 318,38 \text{ K}$$

$$P_{out} = 10 \text{ bar}$$

a. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,0679$$

$$C_p(H) = 33,403 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 12317014,99 \quad \text{kJ/h}$$

b. Perhitungan HR

Tabel B.74 Perhitungan HR Aliran Keluar Separator (Gas-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	24582,64766	β	0,00959
R	8,31400	α (Tr)	0,73574
Tc (K)	177,81247	q	2,41524
Tr	1,79054	Z	0,98687
Pc	45,31142	I	0,00962
Pr	0,22069	H^R/nRT	1,02236
ω	0,03003	H^R (kJ/h)	65432454,136

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 77749469 \quad \text{kJ/h}$$

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase gas saat T_{op}

H1R = HR pada Tref

H2R = HR pada T_{op}

$$H = \Delta H_{lv} - H1R + H_{ig} + H2R$$

a. Perhitungan H_{lv}

Untuk H_{lv}, digunakan persamaan berikut:

$$\Delta H_v = C1 \times (1 - T_r)^{C2 + C3 \times T_r + C4 \times T_r \times T_r}$$

(Perry & Green, 1999)

dimana Tr adalah hasil dari T kondisi operasi dibagi dengan T critical yang terdapat pada tabel B.31. Untuk konstanta C yang terdapat pada persamaan diperoleh dari Perry berikut

$$T_{out} = 318,38 \quad \text{K}$$

$$P_{out} = 10 \quad \text{bar}$$

Tabel B.75 Data Komponen untuk Perhitungan ΔH_{lv} Tiap Komponen

Komponen	C1	C2	C3	C4
H ₂ O	52053000	0,3199	-0,212	0,25795
CH ₃ OH	52390000	0,3682	0	0

Sumber : Tabel 2-193 *Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds*

(Perry & Green, 1999)

Perhitungan H_{lv} untuk komponen methanol

$$\Delta H_v = C1 \times (1 - T_r)^{C2 + C3 \times T_r + C4 \times T_r \times T_r}$$

$$H_{lv} = 5E+07 \times [1 - 0,6211]^{0,3682}$$

$$H_{lv} = 24688401,7751 \text{ kJ/h}$$

Tabel B.76 Perhitungan ΔH_{lv} masing-masing komponen

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/h)
H ₂ O	647,10	0,49201	43118,390	3859092,7588
CH ₃ OH	512,60	0,62111	36648,630	24688401,775
Total			79767,021	28547494,53

$$H_{lv} = 28547494,53 \text{ kJ/h}$$

b. Perhitungan H1R

Tabel B.77 Perhitungan H1R Aliran Keluar Separator (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	763,15134	β	0,01416
R	8,31400	α (Tr)	1,63922
Tc (K)	528,37373	q	17,07512
Tr	0,56428	Z	0,77707
Pc	97,33949	I	0,01790
Pr	0,10273	H^R/nRT	1,34680
ω	0,53832	H^R (kJ/h)	2547768,862

$$H1R = 2547768,86 \text{ kJ/h}$$

c. Perhitungan H2R

Tabel B.78 Perhitungan H2R Aliran Keluar Separator (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	763,15134	β	0,01348
R	8,31400	α (Tr)	1,58582
Tc (K)	528,37373	q	15,72760
Tr	0,59267	Z	0,74481
Pc	97,33949	I	0,01779
Pr	0,10273	H^R/nRT	1,27111
ω	0,53832	H^R (kJ/h)	2525542,161

$$H2R = 2525542,16 \text{ kJ/h}$$

d. Perhitungan Hig

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,0679$$

$$C_p(H) = 45,3998 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 519704,3139 \text{ kJ/h}$$

$$H2 = H_{lv} - H1R + H_{ig} + H2R$$

$$H2 = 29044972 \text{ kJ/h}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Top Separator} &= H1 + H2 \\ \text{Total H Aliran Top Separator} &= 77749469 + 29044972 \\ \text{Total H Aliran Top Separator} &= 106794441 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Perhitungan Aliran Keluar Bottom

Aliran keluar *bottom* adalah aliran dengan fase liquid. Perhitungan dari neraca panas aliran keluar adalah sebagai berikut :

Tabel B.79 Komponen Aliran Keluar *Bottom Separator*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,00653	27,934	56,3121
CO	28,01	0,00157	6,718	188,1610
CO ₂	44,01	0,00895	38,257	1683,7020
H ₂ O	18,01528	0,37339	1596,417	28759,8969
H ₂ S	34,10	0,00000	0,001	0,0438
N ₂	28,0134	0,00009	0,381	10,6635
CH ₃ OH	32,04	0,60745	2597,100	83211,0696
CH ₄	16,04	0,00202	8,638	138,5490
Total		1,0000	4275,445	114048,398

Tabel B.80 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran *Bottom*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,4768	11,3164	-0,0736	1,1078	0,00014	0	2829,95
CO	2,8690	10,8969	0,0039	0,2768	4,6E-05	0	-254,18
CO ₂	34,4755	142,0484	0,1046	2,5482	0,00049	0	-54027
H ₂ O	82,3516	241,6219	0,1288	1,2957	0,00054	0	4518,04
H ₂ S	0,0012	0,0059	0,0000	0,0001	2,3E-08	0	-3,6E-01
N ₂	0,1580	0,5864	0,0002	0,0152	2,8E-06	0	1,9E+01
CH ₃ OH	49,1849	311,3765	0,3426	1,3431	0,00742	-2,1E-06	0
CH ₄	4,8487	20,0949	0,0013	0,1794	0,00096	-2,3E-07	0
Total	46,8291	184,9488	0,0363	4,1275	1,64E-03	-2,3E-07	-51433,0

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat Top

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.81 Data Perhitungan Entalpi Aliran *Bottom Separator*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	83,9605	246,342509	0,13134	3,31654	0,00048	-6,9E-08
CH ₃ OH	50,1458	317,459882	0,34929	8,31799	-0,03176	8,1E-05
Total	134,106	563,802391	0,48063	11,6345	-0,03128	8,1E-05

Tabel B.82 Perhitungan Entalpi Aliran *Bottom Separator* (Liq-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	4193,51642	β	0,01027
R	8,31400	α (Tr)	1,59223
Tc (K)	563,80239	q	16,57321
Tr	0,56470	Z	0,80559
Pc	134,10628	V	209,73650
Pr	0,07457	Cp (kJ/kmol)	80,685
ω	0,48063	H (kJ/h)	5079488,183

H3 = 5079488 kJ/h

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Liquid saat T_{op}

$$H = H_{ig} + HR - \Delta H_{lv}$$

a. Perhitungan H_{lv}

$$T_{out} = 318,38 \text{ K}$$

$$P_{out} = 10 \text{ bar}$$

Tabel B.83 Data Komponen untuk Perhitungan ΔH_{lv} Tiap Komponen

Komp.	C1	C2	C3	C4
H ₂	1013000	0,6980	-1,817	1,4470
CO	8585000	0,4921	-0,326	0,2231
CO ₂	21730000	0,3820	-0,434	0,42213
H ₂ S	25676000	0,3736	0	0
N ₂	7941000	0,4041	-0,317	0,27343
CH ₄	52390000	0,3682	0	0

Sumber : Tabel 2-193 *Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds*
(Perry & Green, 1999)

Tabel B.84 Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/h)
H ₂	33,19	9,59265	0,000	0,0000
CO	132,90	2,39564	0,000	0,0000
CO ₂	304,20	1,04661	0,000	0,0000
H ₂ S	373,50	0,85242	24,536	3,15E-02
N ₂	126,20	2,52282	0,000	0,0000
CH ₄	190,60	1,67041	0,000	0,0000
Total			24,536	3,15E-02

*H_{lv} = 0 untuk Tr > 1

$$H_{lv} = 3,15E-02 \quad \text{kJ/h}$$

b. Perhitungan Hig

Perhitungan Hig pada aliran keluar *bottom methanol separator* memiliki metode yang sama dengan perhitungan Hig pada alat lain. Maka hasil perhitungannya adalah sebagai berikut :

$$C_p(H) = 3,38E+01 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 41572,76151 \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan HR

Tabel B.85 Perhitungan HR Aliran *Bottom Separator* (Gas-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	81,92882	β	0,00965
R	8,31400	α (Tr)	0,74948
Tc (K)	184,94881	q	2,55909
Tr	1,72145	Z	0,98537
Pc	46,82910	I	0,00970
Pr	0,21354	H^R/nRT	1,02337
ω	0,03633	H^R (kJ/h)	218288,361

$$H_4 = H^{ig} + HR - H_{lv}$$

$$H_4 = 176715,568 \quad \text{kJ/h}$$

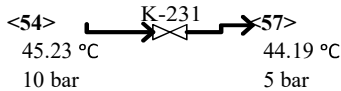
$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Bottom Separator} &= H_3 + H_4 \\ \text{Total H Aliran Bottom Separator} &= 5079488 + 176716 \\ \text{Total H Aliran Bottom Separator} &= 5256204 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

Tabel B.86 Neraca Energi *Methanol Separator*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <53>		Aliran <55>	
H2	30506377,21	H2	27909829
CO	10324023,07	CO	9453948
CO2	38235583,19	CO2	34970900
H2O	5809861,25	H2O	3406301
H2S	86,58	H2S	75
N2	477622,63	N2	437149
CH3OH	11271380,26	CH3OH	25638672
CH4	5453246,36	CH4	4977568
Total	102078180,55	Total	96821977
		Aliran <54>	
		H2	60253
		CO	14490
		CO2	82519
		H2O	1933695
		H2S	3

		N2	821
		CH3OH	3145793
		CH4	18631
		Total	5256204
Total Masuk	102078181	Total Keluar	102078181

6. JT Valve II



Fungsi : Menurunkan hingga 5 bar sebelum memasuki Distilasi I

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *JT Valve* adalah sebagai berikut:

Aliran 54

$$P1 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T1 = 45,23 \text{ C} = 318,4 \text{ K}$$

Aliran 57

$$P2 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa} = 72,5189 \text{ psia}$$

$$T2 = 44,19 \text{ C} = 317,3 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

Maka dengan menggunakan data pada tabel B di atas, diperoleh hasil perhitungan berikut :

Tabel B.87 Data Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Mol	Hf (kJ/h)	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	27,93	0,00653365	0,00	0,02	3E-06	-	####
CO	6,72	0,00157121	-742466,71	0,01	9E-07	-	(4,87)
CO ₂	38,26	0,00894813	-15054575,70	0,05	9E-06	-	#####
H ₂ O	1596,42	0,37339196	-386042334,95	1,30	5E-04	-	5E+03
H ₂ S	0,00	3,0014E-07	-26,47	0,00	4E-10	-	(0,01)
N ₂	0,38	8,9033E-05	0,00	0,00	5E-08	-	0,36
CH ₃ OH	2597,10	0,6074454	-521133995,57	1,34	0,01	-2E-06	-
CH ₄	8,64	0,00202031	-643682,55	0,00	0,00	-4E-09	-
Total	4275,45	1,0000	-923617081,95	2,72	8E-03	-2E-06	4E+03

ENERGI MASUK

Komponen yang memasuki *JT Valve II* sesuai dengan tabel B.87.

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,0679$$

$$Cp(H) = 41,73 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 3.609.488,07 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Data berikut adalah perhitungan properti dari tiap komponen *syngas* :

Tabel B.88 Perhitungan Properti Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Mol	zi.Tc	zi.Pc	zi. ω
H ₂	27,9343	0,0065	0,2169	0,08579	-0,00141
CO	6,7176	0,0016	0,2088	0,05498	0,00008
CO ₂	38,2573	0,0089	2,7220	0,66064	0,00200
H ₂ O	1596,4169	0,3734	241,6219	82,35160	0,12882
H ₂ S	0,0013	0,0000	0,0001	0,00002	0,00000
N ₂	0,3807	0,0001	0,0112	0,00303	0,00000
CH ₃ OH	2597,0995	0,6074	311,3765	49,18485	0,34260
CH ₄	8,6377	0,0020	0,3851	0,09291	0,00002
Total	4275,4452	1,0000	556,5426	132,43382	0,47212

Tabel B.89 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *Compressor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4275,44524	β	0,01027
R	8,314	α (Tr)	1,57257
Tc (K)	556,54256	q	16,15785
Tr	0,57207	Z	0,85026
Pc	132,43382	I	0,01193
Pr	0,07551	H^R/nRT	1,19936
ω	0,47212	H^R (kJ/h)	13573377,902

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 17182865,968 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 317,34 \text{ K}$$

$$P_{out} = 5 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,06436$$

i. Perhitungan H^{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$(Cp)_H = 41,704 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 3421640,275 \quad \text{kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.90 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *JT Valve*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4275,44524	β	0,00515
R	8,314	α (Tr)	1,57581
Tc (K)	556,54256	q	16,24414994
Tr	0,57020	Z	0,92375
Pc	132,43382	I	0,00555
Pr	0,03775	H^R/nRT	1,08674
ω	0,47212	H^R (kJ/h)	12258647,764

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 15680288,039 \quad \text{kJ/h}$$

KERJA JT VALVE

$$H_{in} = H_{out} + W$$

$$17182865,97 = 15680288,04 + W$$

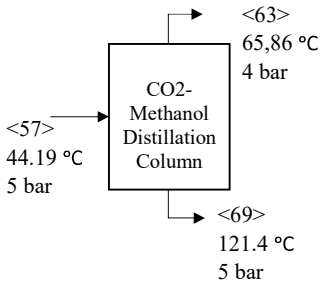
$$W = 1502577,93 \quad \text{kJ/h}$$

Sehingga diperoleh neraca energi kompresor berikut :

Tabel B.91 Neraca Energi *JT Valve II*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <54>		Aliran <57>	
H2	112266,84	H2	102450
CO	26997,95	CO	24637
CO2	153754,60	CO2	140309
H2O	6415943,98	H2O	5854893
H2S	5,16	H2S	5
N2	1529,85	N2	1396
CH3OH	10437652,92	CH3OH	9524919
CH4	34714,68	CH4	31679
Total	17182865,97	Total	15680288,04
		Kerja	
		W	1502577,93
		Total	1502577,93
Total Masuk	17182866	Total Keluar	17182866

7. CO₂-Methanol Distillation Column (D-230)



Keterangan

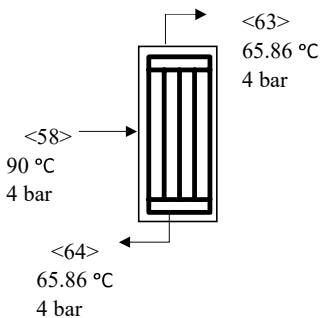
<57> = Aliran methanol (gas) dari separator

<58> = Aliran *Top Product* keluar kolom

<59> = Aliran *bottom product* keluar kolom

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan.

7.1 CO₂-Methanol Condensor (E-223)



Keterangan

<57>= Aliran gas yang berasal dari kolom

<63>= Aliran liquid yang dikembalikan ke kolom

<62>= Aliran gas yang akan dibuang melalui *flare*

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem CO₂-Methanol Condensor adalah sebagai berikut :

Aliran 58

$$P1 = 4 \text{ bar} = 400 \text{ kPa} = 58,0151 \text{ psia}$$

$$T1 = 90 \text{ C} = 363,2 \text{ K}$$

Aliran 65

$$P2 = 4 \text{ bar} = 400 \text{ kPa} = 58,0151 \text{ psia}$$

$$T2 = 65,86 \text{ C} = 339 \text{ K}$$

Aliran 64

$$P2 = 4 \text{ bar} = 400 \text{ kPa} = 58,0151 \text{ psia}$$

$$T2 = 65,86 \text{ C} = 339 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \quad C = 298,2 \quad K$$

ENERGI MASUK

Tabel B.92 Komponen Aliran Masuk CO₂-Methanol Condensator

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,25979	63,053	127,1079
CO	28,01	0,06247	15,162	424,6957
CH ₄	16,04	0,08017	19,459	312,1162
N ₂	28,01340	0,00354	0,859	24,0635
CO ₂	44,01	0,35036	85,033	3742,3167
H ₂ S	34,1000	0,00001	0,003	0,0911
CH ₃ OH	32,04	0,24154	58,623	1878,2953
H ₂ O	18,02	0,00211	0,513	9,2403
Total		1,0000	242,706	6517,927

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

$$H = H^{ig} + H^R$$

Tabel B.93 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Masuk Condensator

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,50996	11,4002746	-0,07419	1,11598	0,00014	0	2850,93
CO	2,89007	10,9771562	0,00396	0,27885	4,6E-05	0	-256,051
CH ₄	4,87501	20,203891	0,00127	0,18041	0,00096	-2,3E-07	0
N ₂	0,1591	0,59054477	0,00018	0,01535	2,8E-06	0	18,7177
CO ₂	34,1997	140,912176	0,10376	2,5278	0,00048	0	-53594,8
H ₂ S	0,00115	0,00543719	1,4E-06	5,7E-05	2,2E-08	0	-0,33773
Total	46,635	184,08948	0,03498	4,11845	0,00164	-2,3E-07	-50981,5

$$T_{in} = 363,15 \quad K$$

$$P_{in} = 4 \quad \text{bar}$$

a. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,218$$

$$C_p(H) = 34,6265 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 413163,1536 \quad \text{kJ/h}$$

b. Perhitungan HR

Tabel B.94 Perhitungan HR Aliran Masuk *Condensor* (Gas-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	183,56922	β	0,00338
R	8,31400	α (Tr)	0,68353
Tc (K)	184,08948	q	2,03667
Tr	1,97268	Z	0,99655
Pc	46,63498	I	0,00338
Pr	0,08577	H^R/nRT	1,00730
ω	0,03498	H^R (kJ/h)	558281,369

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = \quad \quad \quad 971445 \quad \quad \quad \text{kJ/h}$$

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T

op

$$H = \Delta H_{lv} - H_1^R + H_{ig} + H_2^R$$

a. Perhitungan Hlv

Perhitungan dengan kondisi Liquid saat Tref dan Gas saat Top memiliki metode yang sama dengan alat separator, sehingga hasil perhitungannya adalah sebagai berikut :

Tabel B.95 Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/h)
CH ₃ OH	512,60	0,70845	33278,007	1950871,5420
H ₂ O	647,10	0,56120	41257,874	21161,6848
Total			74535,881	1972033,23

$$H_{lv} = \quad \quad \quad 1972033,23 \quad \quad \quad \text{kJ/h}$$

b. Perhitungan H1R

Tabel B.96 Perhitungan H1R Aliran Masuk *Condensor* (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	59,13636	β	0,00652
R	8,31400	α (Tr)	1,62672
Tc (K)	513,76657	q	16,47645
Tr	0,58032	Z	0,89836
Pc	82,18063	I	0,00721
Pr	0,04867	H^R/nRT	1,12339
ω	0,56210	H^R (kJ/h)	164676,383

$$H1 R = \quad \quad \quad 164676,38 \quad \quad \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan H2 R

Tabel B.97 Perhitungan H2 R Aliran Masuk *Condensor* (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	59,13636	β	0,00536
R	8,31400	α (Tr)	1,40220
Tc (K)	513,76657	q	11,66032
Tr	0,70684	Z	0,94102
Pc	82,18063	I	0,00566
Pr	0,04867	H^R/nRT	1,07133
ω	0,56210	H^R (kJ/h)	191281,833

$$H2 R = \quad \quad \quad \mathbf{191281,83} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

d. Perhitungan Hig

$$\tau = \frac{T}{T_o}$$

$$\tau = 1,218$$

$$Cp(H) = 48,6877 \text{ kJ/kmol}$$

$$\mathbf{Hig} = \quad \quad \quad \mathbf{43188,23622} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

$$H2 = Hlv - H1R + H^{ig} + H2R$$

$$\mathbf{H2} = \quad \quad \quad \mathbf{2041827} \quad \quad \quad \mathbf{kJ/h}$$

$$\begin{aligned} \text{Total H Aliran Masuk Condensor} &= & H1 & + & H2 \\ \text{Total H Aliran Masuk Condensor} &= & 971445 & + & 2041827 \\ \mathbf{\text{Total H Aliran Masuk Condensor}} &= & \mathbf{3013271} & & \mathbf{kJ/h} \end{aligned}$$

ENERGI KELUAR

Perhitungan Aliran Liquid Keluar Condensor

$$P = 4 \text{ bar}$$

$$T = 339,01 \text{ K}$$

$$\tau = 1,137$$

Tabel B.98 Komponen Aliran Liquid Keluar *Condensor*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,25979	35,120	70,7974
CO	28,01	0,06247	8,445	236,5496
CH ₄	16,04	0,08017	10,838	173,8444
N ₂	28,01340	0,00354	0,478	13,4030
CO ₂	44,01	0,35036	47,362	2084,4188
H ₂ S	34,1000	0,00001	0,001	0,0508
CH ₃ OH	32,04	0,24154	32,652	1046,1846
H ₂ O	18,02	0,00211	0,286	5,1467
Total		1,0000	135,184	3630,395

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat

Top

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.99 Data Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Condensor* (Liq-Liq)

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	1,91292	5,61254977	0,00299	0,07556	1,1E-05	-1,6E-09
CH ₃ OH	80,2677	508,154021	0,55911	13,3145	-0,05084	0,00013
Total	82,1806	513,766571	0,5621	13,3901	-0,05082	0,00013

Tabel B.100 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Condensor* (Liq-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	32,93814	β	0,00574
R	8,31400	α (Tr)	1,48111
Tc (K)	513,76657	q	13,19357
Tr	0,65985	Z	0,92659
Pc	82,18063	V	0,87594
Pr	0,04867	Cp (kJ/kmol)	86,547
ω	0,56210	H (kJ/h)	116481,364

H3 = 116481 kJ/h

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Liquid saat T

op

P= 4 bar

T= 339,01 K

a. Perhitungan Hlv

Tabel B.101 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Keluar

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,50996	11,4002746	-0,07419	1,11598	0,00014	0	2850,93
CO	2,89007	10,9771562	0,00396	0,27885	4,6E-05	0	-256,051
CH ₄	4,87501	20,203891	0,00127	0,18041	0,00096	-2,3E-07	0
N ₂	0,1591	0,59054477	0,00018	0,01535	2,8E-06	0	18,7177
CO ₂	34,1997	140,912176	0,10376	2,5278	0,00048	0	-53594,8
H ₂ S	0,00115	0,00543719	1,4E-06	5,7E-05	2,2E-08	0	-0,33773
Total	46,635	184,08948	0,03498	4,11845	0,00164	-2,3E-07	-50981,5

Tabel B.102 Perhitungan ΔHlv

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔHlv (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/h)
H ₂	33,19	10,21422	0,00	0,00
CO	132,90	2,55087	0,00	0,00
CH ₄	190,60	1,77865	0,00	0,00

N2	126,20	2,68629	0,00	0,00
CO2	304,20	1,11443	0,00	0,00
H2S	373,50	0,90766	10544,414	15,6946
Total			10544,414	15,69

$$H_{lv} = 15,69 \text{ kJ/h}$$

b. Perhitungan Hig

$$C_p(H) = 34,1985 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 46026,07448 \text{ kJ/h}$$

c. Perhitungan HR

Tabel B.103 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *Condensor* (Gas-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	32,93814	β	0,00362
R	8,31400	α (Tr)	0,71757
Tc (K)	184,08948	q	2,29034
Tr	1,84155	Z	0,99539
Pc	46,63498	I	0,00363
Pr	0,08577	H^R/nRT	1,00821
ω	0,03498	H^R (kJ/h)	93599,282

$$H_4 = H^{ig} + H^R - H_{lv}$$

$$H_4 = 139609,662 \text{ kJ/h}$$

Total H Aliran Liq Keluar Condensor=	H3	+	H4
Total H Aliran Liq Keluar Condensor=	116481	+	139610
Total H Aliran Liquid Keluar Condensor =	256091		kJ/h

Perhitungan Aliran Gas Keluar Condensor

$$P = 4 \text{ bar}$$

$$T = 339,01 \text{ K}$$

$$\tau = 1,137$$

Tabel B.104 Komponen Aliran Gas Keluar *Condensor*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	lowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,25979	27,933	56,3106
CO	28,01	0,06247	6,717	188,1460
CH ₄	16,04	0,08017	8,620	138,2718
N ₂	28,01340	0,00354	0,381	10,6605
CO ₂	44,01	0,35036	37,671	1657,8979
H ₂ S	34,1000	0,00001	0,001	0,0404
CH ₃ OH	32,04	0,24154	25,971	832,1107

H ₂ O	18,02	0,00211	0,227	4,0936
Total		1,0000	107,522	2887,531

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T

OP

a. Perhitungan H_{lv}

Perhitungan dengan kondisi Liquid saat Tref dan Gas saat Top memiliki metode yang sama dengan alat separator, sehingga hasil perhitungannya adalah sebagai berikut:

Tabel B.105 Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	T _c (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/h)
CH ₃ OH	512,60	0,66135	35164,214	913249,6403
H ₂ O	647,10	0,52389	42298,204	9611,3097
Total			77462,418	922860,95

H_{lv} = 922860,95 kJ/h

b. Perhitungan H_{1R}

Tabel B.106 Perhitungan H_{1R} Aliran Keluar *Condensor* (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	26,19822	β	0,00163
R	8,31400	α (Tr)	1,62672
T _c (K)	513,76657	q	16,47645
Tr	0,58032	Z	0,97418
P _c	82,18063	I	0,00167
Pr	0,01217	H ^R /nRT	1,02635
ω	0,56210	H^R (kJ/h)	66651,837

H_{1R} = 66651,84 kJ/h

c. Perhitungan H_{2R}

Tabel B.107 Perhitungan H_{2R} Aliran Keluar *Condensor* (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	26,19822	β	0,00574
R	8,31400	α (Tr)	1,48111
T _c (K)	513,76657	q	13,19357
Tr	0,65985	Z	0,92659
P _c	82,18063	I	0,00615
Pr	0,04867	H ^R /nRT	1,08451
ω	0,56210	H^R (kJ/h)	80080,834

H_{2R} = 80080,83 kJ/h

d. Perhitungan H_{ig}

$$\tau = 1,137$$

$$C_p(H) = 47,7007 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 51061,64368 \text{ kJ/h}$$

$$H_5 = H_{lv} - H_{1R} + H_{ig} + H_{2R}$$

$$H_5 = 987352 \text{ kJ/h}$$

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

Tabel B.108 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Keluar

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	4,50996	11,4002746	-0,07419	1,11598	0,00014	0	2850,93
CO	2,89007	10,9771562	0,00396	0,27885	4,6E-05	0	-256,051
CH ₄	4,87501	20,203891	0,00127	0,18041	0,00096	-2,3E-07	0
N ₂	0,1591	0,59054477	0,00018	0,01535	2,8E-06	0	18,7177
CO ₂	34,1997	140,912176	0,10376	2,5278	0,00048	0	-53594,8
H ₂ S	0,00115	0,00543719	0,00115	5,7E-05	2,2E-08	0	-0,33773
Total	46,635	184,08948	0,03613	4,11845	0,00164	-2,3E-07	-50981,5

$$T = 339,01 \text{ K}$$

$$P = 4 \text{ bar}$$

a. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 1,137$$

$$C_p(H) = 34,1985 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 113637,5841 \text{ kJ/h}$$

b. Perhitungan HR

Tabel B.109 Perhitungan HR Aliran Keluar *Condensor* (Gas-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	81,32369	β	0,00362
R	8,31400	α (Tr)	0,71651
T _c (K)	184,08948	q	2,28697
Tr	1,84155	Z	0,99540
Pc	46,63498	I	0,00363
Pr	0,08577	H ^R /nRT	1,00822
ω	0,03613	H^R (kJ/h)	231098,029

$$H_6 = H_{ig} + H^R$$

$$H_6 = 344736 \text{ kJ/h}$$

Total H Aliran Gas Keluar Condensor=

H₅

+

H₆

Total H Aliran Gas Keluar Condensor=

987352

+

344736

Total H Aliran Gas Keluar Condensor =

1332087

kJ/h

PERHITUNGAN Q COOLING WATER

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q_c$$

$$\begin{aligned} H_{in} &= H_{out} + Q_c \\ 3013271,436 &= 1588178,230 + Q_c \\ Q_c &= 1425093,21 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

PERHITUNGAN KEBUTUHAN COOLING WATER

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Qc yang diperlukan, yakni :

$$Q_c = 1425093,21 \text{ kJ/h}$$

Data Pendingin (Air) :

$$\begin{aligned} T_{in} &= 30 & C &= 303,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 40 & C &= 313,15 \text{ K} \\ \Delta T &= 10 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p &= 75314,1289 \text{ J/kgmol K} \\ C_p &= 75,31413 \text{ kJ/kgmol K} \end{aligned}$$

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

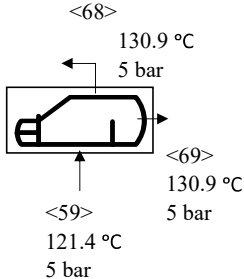
$$\begin{aligned} Q_c &= \text{mol air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\ 1425093,21 &= \text{mol air} \times 75,31413 \times 10 \\ \text{Massa Air} &= 31094,1470 \text{ kg/h} \end{aligned}$$

Tabel B.110 Neraca Energi *CO2-Methanol Condensor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <58>		Aliran <63>	
H ₂	782828,12	H ₂	66531
CO	188244,90	CO	15999
CH ₄	241585,28	CH ₄	20532
N ₂	10664,78	N ₂	906
CO ₂	1055717,37	CO ₂	89723
H ₂ S	33,18	H ₂ S	3
CH ₃ OH	727829,83	CH ₃ OH	61857
H ₂ O	6367,98	H ₂ O	541
Total	3013271,44	Total	256091,03
		Aliran <64>	
		H ₂	346067,50
		CO	83218,07
		CH ₄	106798,43
		N ₂	4714,61
		CO ₂	466704,59
		H ₂ S	14,67
		CH ₃ OH	321754,22

		H2O	2815,12
		Total	1332087,20
		<i>Cooling Water</i>	
		Qc	1425093,21
		Total	1425093,21
Total Masuk	3013271,44	Total Keluar	3013271,44

7.2 CO₂-Methanol Reboiler (E-232)



Keterangan

- <58>= Aliran liquid yang berasal dari kolom
- <67>= Aliran gas yang dikembalikan ke kolom
- <68>= Aliran liquid yang akan menuju ke kolom selanjutnya

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem CO₂-Methanol reboiler adalah sebagai berikut :

Aliran 59

$$P1 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa} = 72,5189 \text{ psia}$$

$$T1 = 121,4 \text{ C} = 394,6 \text{ K}$$

Aliran 68

$$P2 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa} = 72,5189 \text{ psia}$$

$$T2 = 130,9 \text{ C} = 404,1 \text{ K}$$

Aliran 69

$$P2 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa} = 72,5189 \text{ psia}$$

$$T2 = 130,9 \text{ C} = 404,1 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

$$T = 394,55 \text{ K}$$

$$P = 5 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,323327$$

Tabel B.111 Komponen Aliran Masuk CO₂-Methanol Reboiler

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
----------	--------------	---------------	-------------------	-----------------

H ₂	2,01588	1,87E-07	0,00131	0,0026
CO	28,01	1,28E-07	0,00090	0,0252
CH ₄	16,04	0,00	0,03	0,4667
N ₂	28,01340	2,61E-08	0,00018	0,0051
CO ₂	44,01	0,00	0,99	43,4463
H ₂ S	34,1000	2,38E-08	0,00017	0,0057
CH ₃ OH	32,04	0,62	4329,009	138701,4530
H ₂ O	18,02	0,38	2687,505	48416,1461
Total		1,0000	7017,532	187161,551

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Liquid saat T

op

a. Perhitungan Hlv

Tabel B.112 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Masuk

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	0,01687	0,04264999	-0,00028	0,00418	5,4E-07	0	10,6657
CO	0,03086	0,11720873	4,2E-05	0,00298	4,9E-07	0	-2,73399
CH ₄	1,31327	5,44268076	0,00034	0,0486	0,00026	-6,2E-08	0
N ₂	0,00611	0,02266359	6,8E-06	0,00059	1,1E-07	0	0,71834
CO ₂	71,5364	294,749645	0,21704	5,28747	0,00101	0	-112106
H ₂ S	0,01295	0,061329	1,5E-05	0,00065	2,4E-07	0	-3,80946
Total	72,9164	300,436177	0,21717	5,34446	0,00127	-6,2E-08	-112101

Tabel B.113 Data Komponen untuk Perhitungan ΔHlv Tiap Komponen

Komponen	C1	C2	C3	C4
H ₂	1013000	0,6980	-1,817	1,4470
CO	8585000	0,4921	-0,326	0,2231
CH ₄	10194000	0,2609	-0,14694	0,22154
N ₂	7941000	0,4041	-0,317	0,27343
CO ₂	21730000	0,3820	-0,434	0,42213
H ₂ S	25676000	0,3736	0	0

Sumber : Tabel 2-193 *Heats of Vaporization of Inorganic and Organic Compounds*
(Perry & Green, 1999)

Tabel B.114 Perhitungan ΔHlv

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔHlv (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/h)
H ₂	33,19	11,88762	0,00	0,00
CO	132,90	2,96877	0,00	0,00
CH ₄	190,60	2,07004	0,00	0,00
N ₂	126,20	3,12639	0,00	0,00

CO2	304,20	1,29701	0,00	0,00
H2S	373,50	1,05636	0,00	0,00
Total			0,00	0,00

Nilai Hlv = 0 dikarenakan seluruh nilai Tr diatas 0, sehingga hasil persamaan = 0

$$H_{lv} = \mathbf{0,00} \quad \mathbf{kJ/h}$$

b. Perhitungan Hig

$$C_p(H) = 40,1153 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = \mathbf{3939,985255} \quad \mathbf{kJ/h}$$

c. Perhitungan HR

Tabel B.115 Perhitungan H^R Aliran Masuk Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate	1,01884	β	0,00406
R	8,31400	α (Tr)	0,80691
Tc (K)	300,43618	q	3,61156
Tr	1,31326	Z	0,98958
Pc	72,91643	I	0,00409
Pr	0,06857	H^R/nRT	1,01597
ω	0,21717	H^R (kJ/h)	3395,474

$$H1 = H^{ig} + HR - H_{lv}$$

$$H1 = \mathbf{7335,459} \quad \mathbf{kJ/h}$$

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat

Top

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.116 Data Perhitungan Aliran Masuk Reboiler (Liq-Liq)

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	84,4763	247,85588	0,13214	3,33692	0,00048	-6,9E-08
CH ₃ OH	49,9564	316,261066	0,34797	8,28658	-0,03164	8,1E-05
Total	134,433	564,116946	0,48012	11,6235	-0,03116	8,1E-05

Tabel B.117 Perhitungan Entalpi Aliran Masuk Reboiler (Liq-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	7016,51365	β	0,00414
R	8,31400	α (Tr)	1,37439
Tc (K)	564,11695	q	11,55043
Tr	0,69941	Z	0,92455
Pc	134,43272	V	606,55831
Pr	0,03719	Cp (kJ/kmol)	88,052
ω	0,48012	H (kJ/h)	59558975,701

$$H2 = \mathbf{59558976} \quad \mathbf{kJ/h}$$

Total H Aliran Masuk Reboiler = H1 + H2
 Total H Aliran Masuk Reboiler = 7335 + 59558976
Total H Aliran Masuk Reboiler = 59566311 kJ/h

ENERGI KELUAR

Perhitungan Aliran Gas Keluar Reboiler

P= 5 bar
 T= 404,05 K
 $\tau = 1,3552$

Tabel B.118 Komponen Aliran Gas Keluar Reboiler

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	1,87E-07	0,0005	0,0011
CO	28,01	1,28E-07	0,0004	0,0102
CH ₄	16,04	0,00000	0,0118	0,1895
N ₂	28,01340	2,61E-08	7,43E-05	0,0021
CO ₂	44,01	0,00014	0,4009	17,6422
H ₂ S	34,1000	2,38E-08	6,79E-05	0,0023
CH ₃ OH	32,04	0,61688	1757,8806	56322,4942
H ₂ O	18,02	0,38297	1091,3149	19660,3428
Total		1,0000	2849,6092	76000,684

1. Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T

a. Perhitungan Hlv

Perhitungan dengan kondisi Liquid saat Tref dan Gas saat Top memiliki metode yang sama dengan alat separator, sehingga hasil perhitungannya adalah sebagai berikut :

Tabel B.111 Perhitungan ΔHlv

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔHlv (kJ/kmol)	ΔHlv (kJ/h)
CH ₃ OH	512,60	0,78824	29581,951	52001538,32
H ₂ O	647,10	0,62440	39257,772	42842590,26
Total			68839,724	94844128,58

Hlv = 94844128,58 kJ/h

b. Perhitungan H1R

Tabel B.120 Perhitungan H1R Aliran Keluar Reboiler (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	2849,19545	β	0,00547
R	8,31400	α (Tr)	1,65749
Tc (K)	564,11695	q	18,43337
Tr	0,52853	Z	0,90431
Pc	134,43272	I	0,00602
Pr	0,03719	H^R/nRT	1,10312
ω	0,48012	H^R (kJ/h)	7790962,420

$$H1 R = 7790962,42 \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan H2 R

Tabel B.121 Perhitungan H2R Aliran Keluar Reboiler (Liq-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	2849,19545	β	0,32643
R	8,31400	α (Tr)	1,34980
Tc (K)	564,11695	q	11,07701
Tr	0,71625	Z	0,53389
Pc	134,43272	I	0,42381
Pr	3,00559	H^R/nRT	9,44795
ω	0,48012	H^R (kJ/h)	90428437,971

$$H2 R = 90428437,97 \quad \text{kJ/h}$$

d. Perhitungan Hig

$$\tau = 1,3552$$

$$Cp(H) = 44,1352 \text{ kJ/kmol}$$

$$Hig = 13316916,03 \quad \text{kJ/h}$$

$$H3 = Hlv - H1R + H^{ig} + H2R$$

$$H3 = 190798520 \quad \text{kJ/h}$$

2. Perhitungan untuk Komponen Berfase Gas saat Tref dan Berfase Gas saat T op

Tabel B.122 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem Aliran Keluar

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	0,01687	0,04264999	-0,00028	0,00418	5,4E-07	0	10,6657
CO	0,03086	0,11720873	4,2E-05	0,00298	4,9E-07	0	-2,73399
CH ₄	1,31327	5,44268076	0,00034	0,0486	0,00026	-6,2E-08	0
N ₂	0,00611	0,02266359	6,8E-06	0,00059	1,1E-07	0	0,71834
CO ₂	71,5364	294,749645	0,21704	5,28747	0,00101	0	-112106
H ₂ S	0,01295	0,061329	1,5E-05	0,00065	2,4E-07	0	-3,80946
Total	72,9164	300,436177	0,21717	5,34446	0,00127	-6,2E-08	-112101

a. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = 1,3552$$

$$Cp(H) = 40,3501 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 1767,863542 \text{ kJ/h}$$

b. Perhitungan HR

Tabel B.123 Perhitungan HR Aliran Keluar Reboiler (Gas-Gas)

	Nilai		Nilai
Flowrate	0,41372	β	0,00397
R	8,31400	α (Tr)	0,78983
Tc (K)	300,43618	q	3,45200
Tr	1,34488	Z	0,99045
Pc	72,91643	I	0,00399
Pr	0,06857	H^R/nRT	1,01518
ω	0,21717	H^R (kJ/h)	1410,903

$$H_4 = H^{ig} + H^R$$

$$H_4 = 3178,767 \text{ kJ/h}$$

Total H Aliran Gas Keluar Reboiler=	H3	+	H4
Total H Aliran Gas Keluar Reboiler=	190798520	+	3179
Total H Aliran Gas Keluar Reboiler =	190801698,93		kJ/h

Perhitungan Aliran Liquid Keluar Reboiler

$$P = 5 \text{ bar}$$

$$T = 404,05 \text{ K}$$

$$\tau = 1,3552$$

Tabel B.124 Komponen Aliran Liquid Keluar Reboiler

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	1,87E-07	0,0008	0,0016
CO	28,0100	1,28E-07	0,0005	0,0149
CH ₄	16,0400	4,15E-06	0,0173	0,2772
N ₂	28,0134	2,61E-08	0,0001	0,0030
CO ₂	44,0100	1,41E-04	0,5863	25,8041
H ₂ S	34,1000	2,38E-08	0,0001	0,0034
CH ₃ OH	32,0400	0,617	2571,1286	82378,9589
H ₂ O	18,0153	0,383	1596,1896	28755,8034
Total		1,000	4167,3182	111160,866

Seluruh komponen yang keluar dari reboiler sebagai aliran liquid memiliki kondisi yang sama, yakni saat Tref berfase liquid, dan saat Top berfase liquid. Persamaan yang digunakan adalah sebagai berikut :

$$\Delta H = (Cp)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.125 Data Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Reboiler (Liq-Liq)

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C
CH ₃ OH	49,9564	316,261066	0,34797	8,28658	-0,03164	8,1E-05
H ₂ O	84,4763	247,85588	0,13214	3,33692	0,00048	-6,9E-08
Total	134,433	564,116946	0,48012	11,6235	-0,03116	8,1E-05

Tabel B.126 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Reboiler (Liq-Liq)

	Nilai		Nilai
Flowrate	4167,31820	β	0,00404
R	8,31400	α (Tr)	1,34980
Tc (K)	564,11695	q	11,07701
Tr	0,71625	Z	0,96500
Pc	134,43272	V	648,34179
Pr	0,03719	Cp (kJ/kmol)	89,155
ω	0,48012	H (kJ/h)	39347536,785

$$H5 = 39347537 \quad \text{kJ/h}$$

$$\text{Total H Aliran Liquid Keluar Reboiler} = 39347537 \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan Qsteam

$$\Delta H_{out} = \Delta H_{in} + Q_s$$

$$\begin{aligned} H_{out} &= H_{in} + Q_s \\ 230149235,717 &= 59566311,160 + Q_s \\ Q_s &= 170582924,56 \quad \text{kJ/h} \end{aligned}$$

d. Perhitungan Kebutuhan Steam

Jumlah kebutuhan steam dihitung melalui Qs yang diperlukan, yakni :

$$Q_s = 170582924,56 \quad \text{kJ/h}$$

Steam yang akan digunakan adalah *saturated steam* .

Data Steam :

$$\begin{aligned} T &= 235 \quad \text{K} \\ P &= 30 \quad \text{bar} \\ H_{lv} &= 1009,1 \quad \text{kJ/kg} \\ \lambda_{steam} &= 1009,1 \quad \text{kJ/kg} \end{aligned}$$

Perhitungan Massa Steam

$$\begin{aligned} Q_{steam} &= \text{massa steam} \times \lambda_{steam} \\ \text{massa} &= Q_{steam} / \lambda_{steam} \\ \text{massa} &= 170582924,56 / 1009,1 \\ \text{massa} &= 167379,65 \quad \text{kg/h} \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan di atas, dapat dibuat tabel neraca energi sebagai berikut :

Tabel B.127 Neraca Energi CO₂-Methanol Reboiler

Aliran Masuk	Aliran Keluar
--------------	---------------

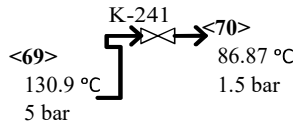
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <59>		Aliran <69>	
H ₂	11,11	H ₂	7,34
CO	7,63	CO	5,04
CH ₄	0,00	CH ₄	163,15
N ₂	1,55	N ₂	1,03
CO ₂	8379,50	CO ₂	5536,02
H ₂ S	1,42	H ₂ S	0,94
CH ₃ OH	36745552,10	CH ₃ OH	24276422,04
H ₂ O	22812110,90	H ₂ O	15071114,74
Total	59566064,21	Total	39347289,83
<i>Steam</i>		Aliran <68>	
Qs	170582924,56	H ₂	35,60
Total	170582924,56	CO	24,43
		CH ₄	791,03
		N ₂	4,97
		CO ₂	26841,05
		H ₂ S	4,55
		CH ₃ OH	117702668,37
		H ₂ O	73071328,93
		Total	190801698,9
Total Masuk	230148988,76	Total Keluar	230148988,8

Tabel B.128 Neraca Energi CO₂-Methanol Distillation

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <57>		Aliran <63>	
H ₂	66538,11	H ₂	66530,77
CO	16003,54	CO	15998,50
CH ₄	20694,93	CH ₄	20531,78
N ₂	907,40	N ₂	906,38
CO ₂	95259,02	CO ₂	89723,00
H ₂ S	3,76	H ₂ S	2,82
CH ₃ OH	24338278,63	CH ₃ OH	61856,59
H ₂ O	15071655,94	H ₂ O	541,20
Total	39609341,33	Total	256091,03
		Aliran <69>	
		H ₂	7,34
		CO	5,04
		CH ₄	163,15
		N ₂	1,03
		CO ₂	5536,02
		H ₂ S	0,94
		CH ₃ OH	24276422,04

		H2O	15071114,74
		Total	39353250,3
Total Masuk	39609341,33	Total Keluar	39609341,3

6. JT Valve II



Fungsi : Menurunkan hingga 1,5 bar sebelum memasuki Distilasi II

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *JT Valve* adalah sebagai berikut:

Aliran 69

$$P1 = 5 \text{ bar} = 500 \text{ kPa} = 72,5189 \text{ psia}$$

$$T1 = 130,9 \text{ C} = 404,1 \text{ K}$$

Aliran 70

$$P2 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T2 = 86,87 \text{ C} = 360 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

Maka dengan menggunakan data pada tabel B di atas, diperoleh hasil perhitungan berikut :

Tabel B.129 Data Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Fraksi Mol	Hf (kJ/h)	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	7,78E-04	1,9E-07	0,00	6E-07	8E-11	-	-
CO	5,34E-04	1,3E-07	-58,98	4E-07	7E-11	-	-
CO ₂	1,73E-02	4,1E-06	-6799,66	2E-05	4E-09	-	-
H ₂ O	1,09E-04	2,6E-08	-26,28	9E-08	4E-11	-	-
H ₂ S	5,86E-01	1,4E-04	-12095,84	6E-04	2E-07	-	-
N ₂	9,94E-05	2,4E-08	0E+00	8E-08	1E-11	-	-
CH ₃ OH	2,57E+03	6,2E-01	-515922655,62	1,36	0,01	-2E-06	-
CH ₄	1,60E+03	3,8E-01	-118948052,25	0,65	3E-03	-8E-07	-
Total	4167,92	1,0000	-634889688,64	2,02	1E-02	-3E-06	0E+00

ENERGI MASUK

Komponen yang memasuki *JT Valve* sesuai dengan tabel B.129.

i. Perhitungan H^{ig}

$$\tau = \frac{T}{T_0}$$

$$\tau = 1,3552$$

$$C_p(H) = 45,86 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 20.241.850,37 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Data berikut adalah perhitungan properti dari tiap komponen

Tabel B.130 Perhitungan Properti Tiap Komponen

Komponen	Flowrate (kmol/h)	Frakasi Mol	zi.Tc	zi.Pc	zi.ω
H ₂	7,78E-04	1,87E-07	6,19E-06	2,45E-06	-4,03E-08
CO	5,34E-04	1,28E-07	1,70E-05	4,48E-06	6,15E-09
CO ₂	1,73E-02	4,15E-06	1,26E-03	0,00031	9,29E-07
H ₂ O	1,09E-04	2,61E-08	1,69E-05	0,00001	9,00E-09
H ₂ S	5,86E-01	1,41E-04	5,25E-02	0,01109	0,00001
N ₂	9,94E-05	2,38E-08	3,01E-06	8,11E-07	9,06E-10
CH ₃ OH	2,57E+03	0,6169	316,2151	49,94916	0,34792
CH ₄	1,60E+03	0,3830	72,9941	17,61279	0,00460
Total	4,17E+03	1	389,2631	67,57336	0,35253

Tabel B.86 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Masuk *JT Valve*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4167,92332	β	0,00555
R	8,314	α (Tr)	0,96698
Tc (K)	389,26308	q	5,47578
Tr	1,03799	Z	0,97585
Pc	67,57336	I	0,00565
Pr	0,07399	H ^R /nRT	1,03466
ω	0,35253	H ^R (kJ/h)	14486405,751

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 34728256,118 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 360,02 \text{ K}$$

$$P_{out} = 1,5 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,20751$$

i. Perhitungan H^{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$(C_p)_H = 44,227 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 11404901,05 \quad \text{kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.131 Data untuk Perhitungan H^R Aliran Keluar *JT Valve*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4167,92332	β	0,00187
R	8,314	α (Tr)	1,06891
Tc (K)	389,26308	q	6,793281016
Tr	0,92488	Z	0,98941
Pc	67,57336	I	0,00188
Pr	0,02220	H^R/nRT	1,01312
ω	0,35253	H^R (kJ/h)	12639144,164

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 24044045,211 \quad \text{kJ/h}$$

KERJA JT VALVE

$$H_{in} = H_{out} + W$$

$$34728256,12 = 24044045,21 + W$$

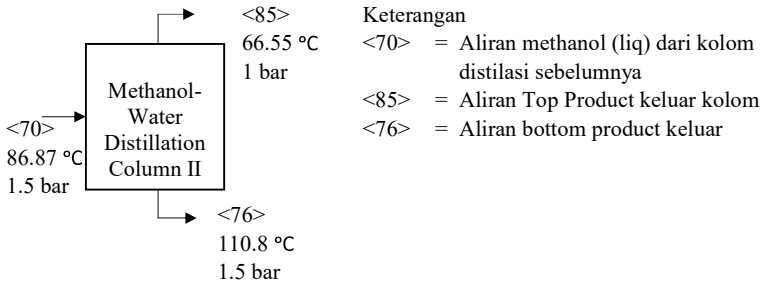
$$W = 10684210,91 \quad \text{kJ/h}$$

Sehingga diperoleh neraca energi JT Valve berikut :

Tabel B.132 Neraca Energi *JT Valve III*

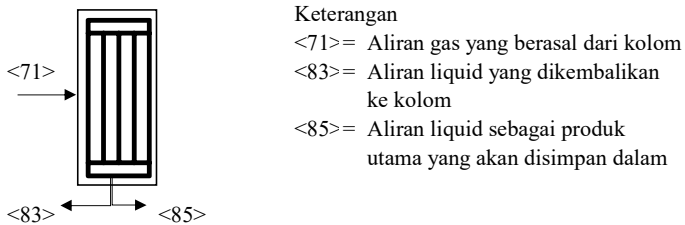
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <69>		Aliran <70>	
H2	6,48	H2	4,49
CO	4,45	CO	3,08
CH4	143,98	CH4	99,68
N2	0,91	N2	0,63
CO2	4885,40	CO2	3382,40
H2S	0,83	H2S	0,57
CH3OH	21423333,42	CH3OH	14832406,08
H2O	13299880,66	H2O	9208148,28
Total	34728256,12	Total	24044045,21
		Kerja	
		W	10684210,91
		Total	10684210,91
Total Masuk	34728256,12	Total Keluar	34728256,12

8. Methanol-Water Distillation Column (D-240)



Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air untuk mencapai kemurnian metanol 99,85%wt

8.1 Methanol-Water Condensor (E-242)



Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *Methanol-Water condensor* adalah sebagai berikut :

Aliran 71

$$P1 = 1,013 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa} = 14,6923 \text{ psia}$$

$$T1 = 66,68 \text{ C} = 339,8 \text{ K}$$

Aliran 83 dan 85

$$P2 = 1,013 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa} = 14,6923 \text{ psia}$$

$$T2 = 66,55 \text{ C} = 339,7 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

$$P = 1,013 \text{ bar}$$

$$T = 339,83 \text{ K}$$

Tabel B.133 Komponen Aliran Masuk *Condensor*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,0159	0,00000	0,002	0,0033
CO	28,0100	0,00000	0,001	0,0319
CH ₄	16,0400	0,00001	0,037	0,5910
N ₂	28,0134	0,00000	0,000	0,0065
CO ₂	44,0100	0,00026	1,250	55,0100
H ₂ S	34,1000	0,00000	0,000	0,0065
CH ₃ OH	32,0400	0,99882	4892,112	156743,2555
H ₂ O	18,0153	0,00092	4,491	80,9000
Total		1,0000	4897,891	156879,801

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat T_{ref} dan Berfase Gas saat T_{op}**a. Perhitungan H_{lv}**

$$H_{lv} = 171917398,57 \quad \text{kJ/h}$$

b. Perhitungan H_{1R}**Tabel B.134** Perhitungan H_{1R} Aliran Masuk *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4897,89058	β	0,00167
R	8,31400	α (Tr)	1,62530
T _c (K)	512,58848	q	16,42434
Tr	0,58166	Z	0,97364
P _c	81,07668	I	0,00171
Pr	0,01249	H ^R /nRT	1,02700
ω	0,56365	H ^R (kJ/h)	12468774,669

$$H_{1R} = 12468774,67 \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan H_{2R}**Tabel B.135** Perhitungan H_{2R} Aliran Masuk *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4897,89058	β	0,00147
R	8,31400	α (Tr)	1,47659
T _c (K)	512,58848	q	13,09148
Tr	0,66297	Z	0,95320
P _c	81,07668	I	0,00154
Pr	0,01249	H ^R /nRT	0,99237
ω	0,56365	H ^R (kJ/h)	13732616,000

$$H_{2R} = 13732616,00 \quad \text{kJ/h}$$

d. Perhitungan Hig

$$\tau = 1,1398$$

$$C_p(H) = 47,8317 \text{ kJ/kmol}$$

$$H_{ig} = 9764559,966 \text{ kJ/h}$$

$$H1 = H_{lv} - H_{1R} + H_{1g} + H_{2R}$$

$$H1 = 182945800 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$P = 1,013 \text{ bar}$$

$$T = 339,7 \text{ K}$$

$$\tau = 1,1394$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T op

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tipe kondensor merupakan kondensor total, sehingga seluruh gas keluar kolom akan berubah menjadi liquid dengan komposisi mol yang sama. Perhitungan dari entalpi aliran adalah sebagai berikut :

Tabel B.136 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Condensor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	4897,89058	β	0,00147
R	8,31400	α (Tr)	1,47703
Tc (K)	512,58848	q	13,10038
Tr	0,66271	Z	0,98055
Pc	81,07668	V	2733,79973
Pr	0,01249	C_p (kJ/kmol)	86,707
ω	0,56365	H (kJ/h)	17645542,381

$$H2 = 17645542 \text{ kJ/h}$$

PERHITUNGAN KEBUTUHAN COOLING WATER

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q_c$$

$$\begin{aligned} H_{in} &= H_{out} + Q_c \\ 182945799,871 &= 17645542,381 + Q_c \\ Q_c &= 165300257,49 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Q_c yang diperlukan, yakni :

$$Q_c = 165300257,49 \text{ kJ/h}$$

Data Pendingin (Air) :

$$T_{in} = 30 \quad C = 303,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 T_{out} &= 40 & C &= 313,15 \text{ K} \\
 \Delta T &= 10 \\
 C_p &= 75314,1289 \text{ J/kgmol K} \\
 C_p &= 75,31413 \text{ kJ/kgmol K}
 \end{aligned}$$

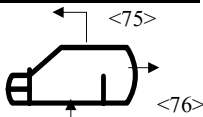
Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \text{massa air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\
 165300257,49 &= \text{masaa air} \times 75,31413 \times 10 \\
 \text{Massa Air} &= 8588807,1968 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Table B.137 Neraca Energi *Methanol-Water Condensor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <71>		Aliran <85>	
H ₂	56,89	H ₂	6
CO	39,58	CO	4
CH ₄	1280,45	CH ₄	139
N ₂	8,06	N ₂	1
CO ₂	43437,85	CO ₂	4712
H ₂ S	92,87	H ₂ S	21
CH ₃ OH	170009990,30	CH ₃ OH	20592828
H ₂ O	156057,84	H ₂ O	20260
Total	170210963,84	Total	20617970,26
		Aliran <83>	
		H ₂	25,34
		CO	18,24
		CH ₄	588,49
		N ₂	3,77
		CO ₂	19959,65
		H ₂ S	87,20
		CH ₃ OH	87226669,70
		H ₂ O	85816,04
		Total	87333168,43
		Q _c	165425976,59
		Total	165425976,6
Total Masuk	170210963,84	Total Keluar	273377115,3

8.2 Methanol-Water Reboiler (E-245)



Keterangan

<72>= Aliran liquid yang berasal dari kolom

<75>= Aliran gas yang dikembalikan ke kolom

| <72>

<76>= Aliran liquid yang akan dialirkan menuju unit *waste water*

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *Methanol-Water Reboiler* adalah sebagai berikut :

Aliran Masuk Reboiler (Liquid)

$$P1 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T1 = 110,8 \text{ C} = 384 \text{ K}$$

Aliran Liquid Keluar Reboiler

$$P2 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T2 = 111 \text{ C} = 384,2 \text{ K}$$

Aliran Gas Keluar Reboiler

$$P3 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T3 = 111 \text{ C} = 384,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

$$P = 1,5 \text{ bar}$$

$$T = 383,95 \text{ K}$$

$$\tau = 1,2878$$

Tabel B.137 Komponen Aliran Masuk *Reboiler*

Komposisi	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,00000	0,000	0,0000
CO	28,01	0,00000	0,000	0,0000
CH ₄	16,04	0,00000	0,000	0,0000
N ₂	28,01340	0,00000	0,000	0,0000
CO ₂	44,01	0,00000	0,000	0,0000
H ₂ S	34,1000	0,00000	0,000	0,0000
CH ₃ OH	32,04	0,00601	33,192	1063,4687
H ₂ O	18,02	0,99399	5493,163	98960,8653
Total		1,0000	5526,355	100024,334

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T

or

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2)(V)(P_2 - P_1)$$

Perhitungan Entalpi Aliran Masuk Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate	5526,35467	β	0,00089
R	8,31400	α (Tr)	1,44214
Tc (K)	646,29218	q	14,26860
Tr	0,59408	Z	0,98575
Pc	219,71167	V	2097,77435
Pr	0,00683	Cp (kJ/kmol)	75,909
ω	0,34632	H (kJ/h)	35992264,405

H1 = 35992264 kJ/h

ENERGI KELUAR

Perhitungan Aliran Liquid Keluar Reboiler

P = 1,5 bar

T = 384,15 K

$\tau = 1,2884$

Tabel B.138 Komponen Aliran Liquid Keluar Reboiler

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,00000	0,000	0,0000
CO	28,01	0,00000	0,000	0,0000
CH ₄	16,04	0,00000	0,000	0,0000
N ₂	28,01340	0,00000	0,000	0,0000
CO ₂	44,01	0,00000	0,000	0,0000
H ₂ S	34,1000	0,00000	0,000	0,0000
CH ₃ OH	32,04	0,00601	9,621	308,2518
H ₂ O	18,02	0,99399	1592,221	28684,3088
Total		1,00000	1601,842	28992,561

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat Top

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2)(V)(P_2 - P_1)$$

Tabel B.139 Data Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Reboiler

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi. ω	zi.A	zi.B	zi.C
H ₂ O	219,2254	643,2134	0,3429	8,65967	0,00124	-1,8E-07
CH ₃ OH	0	3	0	0,08067	-0,00031	7,9E-07
Total	219,712	646,292178	0,34632	8,74034	0,00093	6,1E-07

Tabel B.140 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate	1601,84193	β	0,00089
R	8,31400	α (Tr)	1,44172
Tc (K)	646,29218	q	14,25699
Tr	0,59439	Z	0,98702
Pc	219,71167	V	2101,58832
Pr	0,00683	Cp (kJ/kmol)	75,910
ω	0,34632	H (kJ/h)	10456525,280

H2 = 10456525 kJ/h

Perhitungan Aliran Gas Keluar Reboiler

P = 1,5 bar

T = 384,15 K

τ = 1,2884

Tabel B.141 Komponen Aliran Gas Keluar Reboiler

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,00000	0,000	0,0000
CO	28,01	0,00000	0,000	0,0000
CH ₄	16,04	0,00000	0,000	0,0000
N ₂	28,01340	0,00000	0,000	0,0000
CO ₂	44,01	0,00000	0,000	0,0000
H ₂ S	34,1000	0,00000	0,000	0,0000
CH ₃ OH	32,04	0,00601	23,571	755,2169
H ₂ O	18,02	0,99399	3900,942	70276,5565
Total		1,00000	3924,513	71031,773

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Gas saat T op

a. Perhitungan Hlv

Tabel B.142 Perhitungan ΔH_{lv}

Komponen	Tc (K)	Tr (K)	ΔH_{lv} (kJ/kmol)	ΔH_{lv} (kJ/h)
CH ₃ OH	512,60	0,74941	31473,411	741861,798
H ₂ O	647,10	0,59365	40271,814	157097998,72
Total			71745,226	157839860,51

Hlv = 157839860,51 kJ/h

b. Perhitungan H1R

Tabel B.143 Perhitungan H1R Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
--	-------	--	-------

Flowrate	3924,51274	β	0,00077
R	8,31400	α (Tr)	1,64129
Tc (K)	646,29218	q	20,91220
Tr	0,46132	Z	0,98449
Pc	219,71167	I	0,00078
Pr	0,00455	H^R/nRT	1,01121
ω	0,34632	H^R (kJ/h)	9837234,573

$$H1 R = 9837234,57 \quad \text{kJ/h}$$

c. Perhitungan H2 R

Tabel B.144 Perhitungan H2R Aliran Keluar Reboiler

	Nilai		Nilai
Flowrate	3924,51274	β	0,00089
R	8,31400	α (Tr)	1,44172
Tc (K)	646,29218	q	14,25699
Tr	0,59439	Z	0,98804
Pc	219,71167	I	0,00090
Pr	0,00683	H^R/nRT	1,00998
ω	0,34632	H^R (kJ/h)	12659232,982

$$H2 R = 12659232,98 \quad \text{kJ/h}$$

d. Perhitungan Hig

$$\tau = 1,2884$$

$$Cp(H) = 33,9357 \text{ kJ/kmol}$$

$$Hig = 11453567,37 \quad \text{kJ/h}$$

$$H3 = Hlv - H1R + H^{ig} + H2R$$

$$H3 = 172115426 \quad \text{kJ/h}$$

Total H Aliran Keluar Reboiler=	H2	+	H3
Total H Aliran Keluar Reboiler=	10456525	+	172115426
Total H Aliran Keluar Reboiler =	182571951,57		kJ/h

c. Perhitungan Qsteam

$$\Delta H_{out} = \Delta H_{in} + Q_s$$

H out	=	H in	+	Qs
182571951,571	=	35992264,405	+	Qs
Qs	=	146579687,17		kJ/h

d. Perhitungan Kebutuhan Steam

Jumlah kebutuhan steam dihitung melalui Qs yang diperlukan, yakni :

$$Qs = 146579687,17 \quad \text{kJ/h}$$

Steam yang akan digunakan adalah *saturated steam* .

Data Steam :

T	=	235	K
P	=	30	bar
Hlv	=	1009,1	kJ/kg
λ_{steam}	=	1009,1	kJ/kg

Perhitungan Massa Steam

Qsteam	=	massa steam	x	λ_{steam}
massa	=	Qsteam	/	λ_{steam}
massa	=	146579687,17	/	1009,1
massa	=	99693,78	kg/h	

Berdasarkan perhitungan di atas, dapat dibuat tabel neraca energi sebagai berikut :

Tabel B.145 Neraca Energi *Methanol-Water Reboiler*

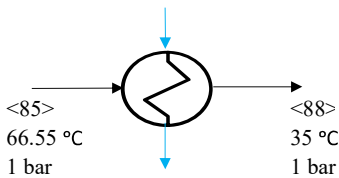
Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <72>		Aliran <76>	
H ₂	0,00	H ₂	0,00
CO	0,00	CO	0,00
CH ₄	0,00	CH ₄	0,00
N ₂	0,00	N ₂	0,00
CO ₂	0,00	CO ₂	0,00
H ₂ S	0,00	H ₂ S	0,00
CH ₃ OH	216164,32	CH ₃ OH	62655,19
H ₂ O	35774557,90	H ₂ O	10369248,59
Total	35990722,22	Total	10431903,77
<i>Steam</i>		Aliran <75>	
Qs	223112509,32	H ₂	0,00
Total	223112509,32	CO	0,00
		CH ₄	0,00
		N ₂	0,00
		CO ₂	0,00
		H ₂ S	0,00
		CH ₃ OH	1493547,92
		H ₂ O	247177779,85
		Total	248671327,8
Total Masuk	259103231,55	Total Keluar	259103231,5

Tabel B.145 Neraca Energi *Methanol-Water Distillation Column*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
<70>		<85>	
H ₂	5,98	H ₂	5,98

CO	4,31	CO	4,31
CH4	138,93	CH4	138,93
N2	0,89	N2	0,89
CO2	4712,16	CO2	4712,16
H2S	20,59	H2S	20,59
CH ₃ OH	20655482,80	CH ₃ OH	20592827,61
H2O	10389508,39	H2O	20259,80
Total	31049874,04	Total	20617970,26
		<76>	
		H ₂	0,00
		CO	0,00
		CH4	0,00
		N2	0,00
		CO2	0,00
		H2S	0,00
		CH ₃ OH	62655,19
		H2O	10369248,59
		Total	10431903,77
Total Masuk	31049874,04	Total Keluar	31049874,04

9. Product Cooler (E-235)



Keterangan

<85>= Aliran metanol yang keluar dari kolo

<88>= Aliran metanol yang akan disimpan dalam *storage*

Fungsi : Mendinginkan aliran produk (metanol) sebelum memasuki *storage*

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *cooler* adalah sebagai berikut :

Aliran 85

$$P1 = 1,013 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa} = 14,6923 \text{ psia}$$

$$T1 = 66,55 \text{ C} = 339,7 \text{ K}$$

Aliran 88

$$P2 = 1,013 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa} = 14,6923 \text{ psia}$$

$$T2 = 35 \text{ C} = 308,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \quad C = 298,2 \quad K$$

ENERGI MASUK

Karena aliran masuk *cooler* berasal dari aliran keluar *methanol-water distillation column* yakni pada aliran keluar kondenser, maka energi yang masuk ke sistem *cooler* memiliki nilai yang sama dengan energi yang keluar dari kondenser kolom.

$$P = 1,013 \text{ bar}$$

$$T = 339,7 \text{ K}$$

Tabel B.146 Komponen Aliran Masuk *Product Cooler*

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,00000	0,001	0,0015
CO	28,01	0,00000	0,000	0,0100
CH ₄	16,04	0,00001	0,017	0,2772
N ₂	28,01340	0,00000	0,000	0,0031
CO ₂	44,01	0,00023	0,586	25,7959
H ₂ S	34,1000	0,00000	0,000	0,0027
CH ₃ OH	32,04	0,99822	2561,508	82070,7071
H ₂ O	18,02	0,00155	3,969	71,4946
Total		1,0000	2566,080	82168,291

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 308,15 \text{ K}$$

$$P_{out} = 1,013 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,03354$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T_{od}

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.147 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Cooler*

	Nilai		Nilai
Flowrate	2566,08023	β	0,00162
R	8,31400	α (Tr)	1,58806
T _c (K)	512,58848	q	15,52721
Tr	0,60116	Z	0,02426
P _c	81,07668	V	61,34391
Pr	0,01249	C _p (kJ/kmol)	82,591
ω	0,56365	H (kJ/h)	2119356,381

$$H_{out} = 2119356,381 \quad \text{kJ/h}$$

PERHITUNGAN Q COOLER

$$\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q_c$$

$$\begin{aligned}
 H_{in} &= H_{out} + Q_c \\
 20617970,265 &= 2119356,381 + Q_c \\
 Q_c &= \mathbf{18498613,88 \text{ kJ/h}}
 \end{aligned}$$

d. Perhitungan Kebutuhan Air Pendingin

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Q_c yang diperlukan, yakni :

$$Q_c = \mathbf{18498613,88 \text{ kJ/h}}$$

Data Pendingin (Air) :

$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 30 & C &= 303,15 \text{ K} \\
 T_{out} &= 40 & C &= 313,15 \text{ K} \\
 \Delta T &= 10
 \end{aligned}$$

Diperoleh nilai C_p air pada suhu 30 C adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 75314,1289 \text{ J/kgmol K} \\
 C_p &= 75,31413 \text{ kJ/kgmol K}
 \end{aligned}$$

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_c &= \text{mol air} \times C_p \text{ air} \times \Delta T \\
 18498613,88 &= \text{mol air} \times 75,31413 \times 10 \\
 \text{Massa Air} &= 390396,6093 \text{ kg/h}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *methanol cooler* berikut :

Tabel B.148 Neraca Energi *Product Cooler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <85>		Aliran <88>	
H2	5,98	H2	4,97
CO	4,31	CO	3,92
CH4	138,93	CH4	128,45
N2	0,89	N2	0,32
CO2	4712,16	CO2	3762,56
H2S	20,59	H2S	10,34
CH3OH	20592827,61	CH3OH	18750301,08
H2O	20259,80	H2O	13897,24
Total	20617970,26	Total	18768108,9
		<i>Cooling Water</i>	
		Qc	1849861,39
		Total	1849861,39
Total Masuk	20617970,26	Total Keluar	20617970,26

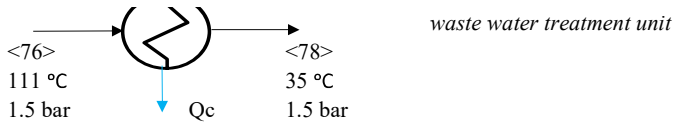
10. Waste Water Cooler (E-234)



Keterangan

<76>= Aliran air keluaran kolom distilasi

<78>= Aliran air yang akan diteruskan ke



Fungsi : Mendinginkan aliran *waste water* sebelum memasuki unit *waste water treatment* .

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *cooler* adalah sebagai berikut :

Aliran 76

$$P1 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T1 = 121 \text{ C} = 394,2 \text{ K}$$

Aliran 78

$$P2 = 1,5 \text{ bar} = 150 \text{ kPa} = 21,7557 \text{ psia}$$

$$T2 = 35 \text{ C} = 308,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Karena aliran masuk *cooler* berasal dari aliran keluar *methanol-water distillation column* yakni pada aliran keluar reboiler, maka energi yang masuk ke sistem *cooler* memiliki nilai yang sama dengan energi yang keluar dari reboiler kolom.

$$P = 1,5 \text{ bar}$$

$$T = 394,15 \text{ K}$$

Tabel B.149 Komponen Aliran Masuk *Waste Water Cooler*

komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
CH ₃ OH	32,04	0,00601	9,621	308,2518
H ₂ O	18,02	0,99399	1592,221	28684,3088
Total		1,0000	1601,842	28992,561

ENERGI KELUAR

$$T_{out} = 308,15 \text{ K}$$

$$P_{out} = 1,5 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,03354$$

Perhitungan untuk Komponen Berfase Liquid saat Tref dan Berfase Liquid saat T

OP

$$\Delta H = (C_p)(T_2 - T_1) - (1 - \beta T_2) (V) (P_2 - P_1)$$

Tabel B.150 Perhitungan Entalpi Aliran Keluar *Cooler*

	Nilai		Nilai
Flowrate	1601,84193	β	0,00111
R	8,31400	α (Tr)	1,61602
Tc (K)	646,29218	q	19,92207
Tr	0,47680	Z	0,02123
Pc	219,71167	V	36,26524
Pr	0,00683	Cp (kJ/kmol)	75,488
ω	0,34632	H (kJ/h)	1209180,215

Hout = 1209180,215 kJ/h

PERHITUNGAN Q COOLER

$\Delta H_{in} = \Delta H_{out} + Q_c$

H in = H out + Qc
 10431903,774 = 1209180,215 + Qc
Qc = 9222723,56 kJ/h

d. Perhitungan Kebutuhan Air Pendingin

Jumlah kebutuhan air pendingin dihitung melalui Qc yang diperlukan, yakni :

Qc = 9222723,56 kJ/h

Data Pendingin (Air) :

Tin = 30 C = 303,15 K
 Tout = 40 C = 313,15 K
 $\Delta T = 10$

Diperoleh nilai Cp air pada suhu 30 C adalah sebagai berikut :

Cp = 75314,1289 J/kgmol K
 Cp = 75,31413 kJ/kgmol K

Maka, perhitungan jumlah massa air yang diperlukan adalah :

Qc = mol air x Cp air x ΔT
 9222723,56 = mol air x 75,31413 x 10
 Massa Air = 220422,1524 kg/h

Berdasarkan perhitungan, dapat diperoleh neraca energi *waste water cooler* berikut :

Tabel B.151 Neraca Energi *Waste Water Cooler*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <76>		Aliran <78>	
CH3OH	0,00	CH3OH	7262,47
H2O	0,00	H2O	1201917,74
Total	0,00	Total	1209180,22

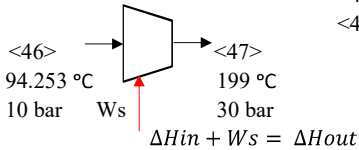
		<i>Cooling Water</i>	
		Qc	9222723,56
		Total	9222723,56
Total Masuk	0,00	Total Keluar	10431903,77

11. Methanol Recycle Compressor (G-214)

Keterangan

<47>= Aliran *recycle* yang berasal dari *top separato*

<48>= Aliran *recycle* yang akan dicampurkan dengan *syngas* dari



Fungsi : Menaikkan tekanan aliran *recycle* hingga 30 bar untuk digabungkan dengan aliran yang keluar dari *desulphurizer tank*.

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *compressor* adalah sebagai berikut :

Aliran 46

$$P1 = 10 \text{ bar} = 1000 \text{ kPa} = 145,038 \text{ psia}$$

$$T1 = 94,25 \text{ C} = 367,4 \text{ K}$$

Aliran 47

$$P2 = 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} = 435,113 \text{ psia}$$

$$T2 = 199 \text{ C} = 472,2 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

$$P = 10 \text{ bar}$$

$$T = 367,4 \text{ K}$$

$$\tau = 1,232266$$

Tabel B.152 Komposisi Aliran Masuk *Compressor*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,28514	2531,713	5103,629
CO	28,01	0,13669	1213,598	33992,868
CO ₂	44,01	0,47050	4177,450	183849,567
H ₂ O	18,01528	0,00325	28,877	520,219
H ₂ S	34,10	0,00000	0,010	0,345
N ₂	28,0134	0,00642	57,029	1597,586
CH ₃ OH	32,04	0,02463	218,643	7005,307

CH ₄	16,04	0,07337	651,399	10448,437
Total		1,00000	8878,717	242517,958

Tabel B.153 Perhitungan Properti Tiap Komponen dalam Sistem *Compressor*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	3,74394	9,46392801	-0,06159	0,92643	0,00012	0	2366,69
CO	4,78265	18,1655873	0,00656	0,46145	7,6E-05	0	-423,727
CO ₂	34,7371	143,126555	0,10539	2,56753	0,00049	0	-54437
H ₂ O	0,7173	2,10458377	0,00112	0,01129	4,7E-06	0	39,3532
H ₂ S	9E-05	0,00042591	1,1E-07	4,5E-06	1,7E-09	0	-0,02646
N ₂	0,21839	0,81060192	0,00024	0,02107	3,8E-06	0	25,6926
CH ₃ OH	1,99392	12,6230128	0,01389	0,05445	0,0003	-8,5E-08	0
CH ₄	3,37412	13,9836207	0,00088	0,12487	0,00067	-1,6E-07	0
Total	49,5675	200,278316	0,0665	4,16709	0,00166	-2,4E-07	-52429

i. Perhitungan H^{ig}

$$C_p(H) = 35,0437 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 21546640,67 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^R

Tabel B.154 Perhitungan H^R Aliran Masuk *Compressor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	8878,71741	β	0,00856
R	8,314	α (Tr)	0,69106
Tc (K)	200,27832	q	2,21426
Tr	1,83445	Z	0,98991
Pc	49,56753	I	0,00857
Pr	0,20174	H ^R /nRT	1,02044
ω	0,06650	H^R (kJ/h)	27674832,092

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 49221472,765 \text{ kJ/h}$$

PERHITUNGAN T OUT

Entalpi aliran keluar maka perlu diketahui suhu aliran keluar. Suhu aliran keluar didapatkan dengan terlebih dahulu menghitung entropi aliran masuk berdasarkan Peng-Robinson Equation of State sebagai berikut:

$$\Delta S = \Delta S^{ig} + S^R$$

$$\frac{S^R}{R} = \ln(Z - \beta) + \frac{d \ln \alpha(T_r)}{d \ln T_r} q I$$

(Smith dkk., 2005)

$$\Delta S^{ig} = (C_p^{ig})_s \ln \left(\frac{T}{T_r} \right) - R \ln \left(\frac{P}{P_r} \right)$$

$$\frac{1}{R} = \frac{\tau-1}{R} \ln \frac{T_0}{P_0} - \ln \frac{P_0}{T_0}$$

$$\frac{(Cp^{ig})_s}{R} = A + \left[BT_0 + \left(CT_0^2 + \frac{D}{\tau^2 T_0^2} \right) \left(\frac{\tau+1}{2} \right) \right] \left(\frac{\tau-1}{\ln \tau} \right)$$

Kompresor bersifat adiabatik reversibel, yakni $\Delta S = 0$ (isentropis). Sehingga $\Delta S_{in} = \Delta S_{out}$.

i. Perhitungan Entropi Masuk

Tabel B.146 Perhitungan ΔS_{ig} untuk Aliran Masuk Kompresor

Komponen	(Cpig)/s/R	ΔS_{ig}	zi . ΔS_{ig}
H ₂	3,47	-13,126584	-3,74
CO	3,53	-13,010361	-1,78
CO ₂	4,74	-10,913839	-5,13
H ₂ O	4,06	-12,090295	-0,04
H ₂ S	4,21	-11,830424	0,00
N ₂	3,51	-13,042962	-0,08
CH ₃ OH	5,88	-8,9321791	-0,22
CH ₄	4,47	-11,374585	-0,83
Total			-11,83

S^{ig} -105069,518 kJ/h

S^R -2242,56 kJ/h
 ΔS_{in} -107312 kJ/h
 ΔS_{out} -107312,08 kJ/h

ii. Perhitungan Entropi Keluar

Tout 199 C = **472,151036 K** (Tout merupakan hasil goal seek)
tau 1,584

Properti yang dibutuhkan untuk menghitung entropi pada aliran keluar dihitung dengan menggunakan persamaan yang ada pada perhitungan HR aliran masuk. Hasil perhitungan properti untuk aliran keluar dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.156 Perhitungan Properti untuk ΔS_{ig} pada Aliran Keluar Kompresor

Tr	2,357	q	1,384
Pr	0,605	Z	0,994
β	0,020	I	0,020
$\alpha(Tr)$	0,555		

Tabel B.157 Perhitungan ΔS_{ig} untuk Aliran Keluar Kompresor

Komponen	(Cpig)/s/R	ΔS_{ig}	zi . ΔS_{ig}
H ₂	3,47	-15,016143	-4,28

CO	3,56	-14,655984	-2,00
CO ₂	5,00	-9,1624287	-4,31
H ₂ O	4,11	-12,577495	-0,04
H ₂ S	4,32	-11,750216	0,00
N ₂	3,53	-14,771186	-0,09
CH ₃ OH	6,33	-4,0772386	-0,10
CH ₄	4,82	-9,841321	-0,72
Total			-11,55

$$\Delta S^{\text{ig}} = -102586,398 \text{ kJ/h}$$

$$S^{\text{R}} = -3316,3046 \text{ kJ/h}$$

$$\Delta S_{\text{out}} = -105902,70 \text{ kJ/h}$$

ENERGI KELUAR

$$T_{\text{out}} = 472,151 \text{ K}$$

$$P_{\text{out}} = 30 \text{ bar}$$

$$\tau = 1,5836$$

i. Perhitungan H^{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$(C_p)_{\text{H}} = 36,570 \text{ kJ/kmol}$$

$$H^{\text{ig}} = 56497971,21 \text{ kJ/h}$$

ii. Perhitungan H^{R}

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^{R} pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.158 Perhitungan H^{R} Aliran Keluar *Compressor*

	Nilai		Nilai
Flowrate	8878,71741	β	0,01997
R	8,314	α (Tr)	0,55524
Tc (K)	200,27832	q	1,38439
Tr	2,35747	Z	0,99400
Pc	49,56753	I	0,01970
Pr	0,60523	H^{R}/nRT	1,03999
ω	0,06650	H^{R} (kJ/h)	36246725,861

$$H_2 = H^{\text{ig}} + H^{\text{R}}$$

$$H_2 = 92744697,072 \text{ kJ/h}$$

KERJA KOMPRESOR

$P_{in} = 10$
 $P_{out} = 30$
 $T_{in} = 367,4$
 $T_{out\ act} = 472,2$

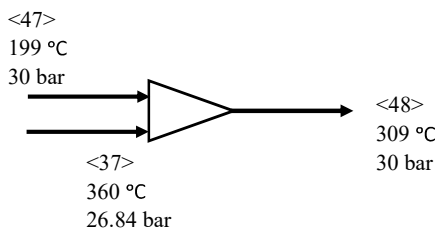
$$\begin{aligned}
 H_{in} + W &= H_{out} \\
 49221472,77 + W &= 92744697,07 \\
 W &= 43523224,31 \text{ kJ/h}
 \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh neraca energi kompresor berikut :

Tabel B.159 Neraca Energi *Compressor*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <46>		Aliran <47>	
H2	14035205,63	H2	26445590,13
CO	6727892,86	CO	12676914,16
CO2	23158776,59	CO2	43636518,75
H2O	160084,55	H2O	301636,51
H2S	56,13	H2S	105,76
N2	316157,05	N2	595713,39
CH3OH	1212101,60	CH3OH	2283881,20
CH4	3611198,35	CH4	6804337,18
Total	49221472,77	Total	92744697,07
Kerja			
W	43523224,31		
Total	43523224,31		
Total Masuk	92744697,07	Total Keluar	92744697,07

12. Mixing Point



Keterangan

<47> = Aliran *recycle*

<37> = Aliran *syngas* yang berasal dari unit gasifikasi

<48> = Aliran hasil campuran *recycle* dan *syngas*

Fungsi : Menggabungkan aliran *syngas* yang keluar dari *desulfurizer tank* dan aliran *recycle* yang keluar dari *top separator* .

Kondisi dari masing-masing aliran yang terlibat dalam sistem *mixing point* adalah sebagai berikut :

Aliran 37

$$P1 = 26,84 \text{ bar} = 2684 \text{ kPa} = 389,281 \text{ psia}$$

$$T1 = 360 \text{ C} = 633,2 \text{ K}$$

Aliran 47

$$P2 = 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} = 435,113 \text{ psia}$$

$$T2 = 199 \text{ C} = 472,2 \text{ K}$$

Aliran Campuran

$$P2 = 30 \text{ bar} = 3000 \text{ kPa} = 435,113 \text{ psia}$$

$$T2 = 309 \text{ C} = 582,1 \text{ K}$$

Referensi

$$P = 1,0133 \text{ bar} = 101,3 \text{ kPa}$$

$$T = 25 \text{ C} = 298,2 \text{ K}$$

ENERGI MASUK

Aliran Syngas

$$P = 26,84 \text{ bar}$$

$$T = 633,15 \text{ K}$$

$$\tau = 2,123596$$

Tabel B.160 Komposisi dan Properti *Syngas* dari *Desulfurizer Tank*

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)	Energi (kJ/h)
H ₂	2,01588	0,48137	12911,923	26028,8879	119224342
CO	28,01	0,16150	4331,963	121338,2810	59632386
CO ₂	44,01	0,27625	7409,988	326113,5897	117010312
H ₂ O	18,01528	0,04315	1157,414	20851,1451	11667043
H ₂ S	34,10	5,59E-07	0,015	0,5113	160859
N ₂	28,0134	0,00304	81,497	2283,0059	689396
CH ₄	16,04	0,03468	930,225	14920,8023	11797544
Total		1,00000	26823,026	511536,223	320181881

Tabel B.161 Data Perhitungan Entalpi Aliran *Syngas*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	6,32045	15,9768231	-0,10398	1,56399	0,0002	0	3995,41
CO	5,65094	21,4635694	0,00775	0,54523	9E-05	0	-500,655

CO ₂	20,3959	84,0366971	0,06188	1,50752	0,00029	0	-31962,7
H ₂ O	9,51674	27,9223863	0,01489	0,14973	6,3E-05	0	522,115
H ₂ S	4,4E-05	0,00020879	5,3E-08	2,2E-06	8,3E-10	0	-0,01297
N ₂	0,1033	0,38343592	0,00012	0,00997	1,8E-06	0	12,1533
CH ₄	2,80805	17,7770073	0,01956	0,07668	0,00042	-1,2E-07	0
Total	44,7954	167,560128	0,00022	3,85311	0,00107	-1,2E-07	-27933,7

Perhitungan Hig

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk aliran panas, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 2,123596$$

$$(C_p)_H = 36,596 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 328841173,3 \quad \text{kJ/h}$$

Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.162 Perhitungan H^R Aliran *Syngas*

	Nilai		Nilai
Flowrate	26823,02554	β	0,01233
R	8,31400	α (Tr)	0,41741
Tc (K)	167,56013	q	0,649
Tr	3,77864	Z	1,00466
Pc	44,79541	I	0,01213
Pr	0,59917	H ^R /nRT	1,01771
ω	0,00022	H^R (kJ/h)	143697101,951

$$H1 = H^{ig} + H^R$$

$$H1 = 472538275,296 \quad \text{kJ/h}$$

Aliran Recycle

$$P = 30 \quad \text{bar}$$

$$T = 472,151 \quad \text{K}$$

$$\tau = 1,583602$$

Tabel B.163 Komposisi dan Properti Aliran *Recycle* dari *Top Separator*

Komponen	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,28514	2531,713	5103,6289
CO	28,01	0,13669	1213,598	33992,8678
CO ₂	44,01	0,47050	4177,450	183849,5670

H ₂ O	18,01528	0,00325	28,877	520,2188
H ₂ S	34,10	0,00000	0,010	0,3452
N ₂	28,0134	0,00642	57,029	1597,5863
CH ₃ OH	32,04	0,02463	218,643	7005,3068
CH ₄	16,04	0,07337	651,399	10448,4372
Total		1,00000	8878,717	242517,958

Tabel B.164 Data Perhitungan Entalpi Aliran *Recycle*

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	3,74394	9,46392801	-0,06159	0,92643	0,00012	0	2366,69
CO	4,78265	18,1655873	0,00656	0,46145	7,6E-05	0	-423,727
CO ₂	34,7371	143,126555	0,10539	2,56753	0,00049	0	-54437
H ₂ O	0,7173	2,10458377	0,00112	0,01129	4,7E-06	0	39,3532
H ₂ S	9E-05	0,00042591	1,1E-07	4,5E-06	1,7E-09	0	-0,02646
N ₂	0,21839	0,81060192	0,00024	0,02107	3,8E-06	0	25,6926
CH ₄	1,99392	12,6230128	0,01389	0,05445	0,0003	-8,5E-08	0
Total	46,1934	164,5633	0,06562	4,04222	0,001	-8,5E-08	-52429

Perhitungan H_{ig}

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk aliran panas, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 1,583602$$

$$(C_p)_{H_2} = 38,785 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 59919180,19 \quad \text{kJ/h}$$

Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.165 Perhitungan H^R Aliran *Recycle*

	Nilai		Nilai
Flowrate	8878,71741	β	0,01761
R	8,31400	α (Tr)	0,44977
Tc (K)	164,56330	q	0,921
Tr	2,86912	Z	1,00226
Pc	46,19342	I	0,01727
Pr	0,64944	H ^R /nRT	1,03023
ω	0,06562	H^R (kJ/h)	35906798,643

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 95825978,829 \quad \text{kJ/h}$$

Total H dari Kedua Aliran = H syngas + H recycle
 Total H dari Kedua Aliran = 472538275 + 95825979
 Total H dari Kedua Aliran = **568364254,12 kJ/h**

PERHITUNGAN T GABUNGAN

Energi keluar memiliki nilai yang sama dengan kedua aliran yang dicampurkan, yakni :

Total H dari Kedua Aliran = 568364254 kJ/h

Dengan mengetahui nilai H gabungan dari kedua aliran, dapat dilakukan trial untuk suhu dari aliran yang tergabung. Trial yang dilakukan adalah sebagai berikut :

Tout = 582,148 K (hasil goal seek)
 Pout = 30 bar

Tabel B.166 Komposisi dan Properti Aliran Campuran

Komp.	BM (kg/kmol)	Komposisi mol	Flowrate (kmol/h)	Flowrate (kg/h)
H ₂	2,01588	0,43257	15443,636	31132,5168
CO	28,01	0,15533	5545,560	155331,1487
CO ₂	44,01	0,32456	11587,438	509963,1567
H ₂ O	18,01528	0,03323	1186,291	21371,3640
H ₂ S	34,10	0,00000	0,025	0,8566
N ₂	28,0134	0,00388	138,526	3880,5922
CH ₃ OH	32,04	0,00612	218,643	7005,3068
CH ₄	16,04	0,04430	1581,623	25369,2395
Total		1,00000	35701,743	754054,181

Tabel B.167 Data Perhitungan Entalpi Aliran Campuran

Komponen	zi.Pc	zi.Tc	zi.ω	zi.A	zi.B	zi.C	zi.D
H ₂	5,67969	14,3571219	-0,09344	1,40543	0,00018	0	3590,36
CO	5,43501	20,6433895	0,00746	0,52439	8,7E-05	0	-481,524
CO ₂	23,9624	98,7318382	0,0727	1,77114	0,00034	0	-37551,9
H ₂ O	7,32839	21,5017201	0,01146	0,1153	4,8E-05	0	402,057
H ₂ S	5,5E-05	0,00026279	6,6E-08	2,8E-06	1E-09	0	-0,01632
N ₂	0,13192	0,48966844	0,00015	0,01273	2,3E-06	0	15,5204
CH ₃ OH	0,49587	3,13923508	0,00345	0,01354	7,5E-05	-2,1E-08	0
CH ₄	2,0374	8,44377325	0,00053	0,0754	0,0004	-9,6E-08	0
Total	45,0708	150,689	0,00232	3,91793	0,00114	-1,2E-07	-34025,5

Perhitungan Hig

Dengan menggunakan metode yang sama dengan perhitungan H^{ig} pada energi masuk aliran panas, maka diperoleh hasil sebagai berikut :

$$\tau = 1,952533$$

$$(Cp)_H = 34,905 \quad \text{kJ/kmol}$$

$$H^{ig} = 353912588,9 \quad \text{kJ/h}$$

Perhitungan H^R

Dengan menggunakan metode perhitungan yang sama dengan H^R pada aliran masuk, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut :

Tabel B.168 Perhitungan H^R Aliran Campuran

	Nilai		Nilai
Flowrate	35701,74296	β	0,01340
R	8,31400	α (Tr)	0,40301
Tc (K)	150,68900	q	0,613
Tr	3,86324	Z	1,00555
Pc	45,07078	I	0,01316
Pr	0,66562	H^R/nRT	1,01904
ω	0,00232	H^R (kJ/h)	176085038,391

$$H_2 = H^{ig} + H^R$$

$$H_2 = 529997627,298 \quad \text{kJ/h}$$

Sehingga diperoleh neraca energi *mixing point* sebagai berikut :

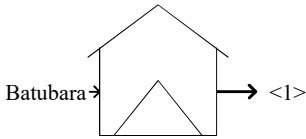
Tabel B.169 Neraca Energi *Mixing Point*

Aliran Masuk		Aliran Keluar	
Komponen	Energi (kJ/h)	Komponen	Energi (kJ/h)
Aliran <37>		Aliran <48>	
H2	227467925,19	H2	229263047,86
CO	76315711,52	CO	82324661,13
CO2	130540946,43	CO2	172017225,53
H2O	20390042,13	H2O	17610663,97
H2S	264,16	H2S	372,90
N2	1435722,25	N2	2056443,04
CH3OH	0,00	CH3OH	3245780,61
CH4	16387663,62	CH4	23479432,26
Total	472538275,30	Total	568364254,1
Aliran <47>			
H2	27324199,01		
CO	13098082,65		
CO2	45086266,43		
H2O	311657,86		
H2S	109,27		
N2	615504,93		
CH3OH	2359759,19		

CH4	7030399,49		
Total	95825978,83		
Total Masuk	568364254,12	Total Keluar	568364254,1

APPENDIKS C SPESIFIKASI ALAT

1. Feed Storage (F-111)



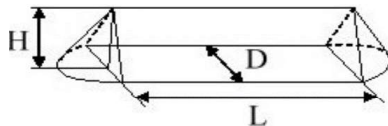
F-111

- Fungsi = Menyimpan batubara sebagai bahan baku proses
 Bahan Konstruksi = Beton (*concrete*)
 Tipe = *Fixed (conical) roof*
 Kondisi Operasi :
- Temperatur = 30 °C
 Tekanan = 1 bar
 Kapasitas = 199.302,13 kg/jam
 Berdasarkan *Ulrich* (1984), volume maksimum *storage* adalah 100.000 m³.
 Jumlah Bahan = 19.133.004,09 kg (untuk 4 hari)
 Densitas = 1.770 ton/acre.ft = 1.434,96 kg/m³
 (University of Kentucky, 2020)

$$\begin{aligned} \text{Volume bahan} &= \frac{19.133.004,09 \text{ kg}}{1.434,96 \text{ kg/m}^3} \\ &= 13.333,44 \text{ m}^3 \\ \text{Faktor keamanan} &= 20\% \text{ , maka} \\ \text{Volume } storage &= \frac{100\%}{80\%} \times \text{Volume bahan} \\ &= \frac{100\%}{80\%} \times 13.333,44 \\ &= 16.666,8 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Digunakan 2 buah *pile open yard* dengan masing-masing digunakan untuk 4 hari. 1 *fixed (conical) roof storage* untuk produksi dan sisanya untuk produksi selanjutnya.

Menurut *Mine Storage* (1959), Bentuk geometri penyimpanan batubara seperti pada Gambar C.1



Gambar C.1 Tipe geometri penyimpanan batubara
dimana nilai $H=D$, $L=4D$

Menentukan H, D, dan L untuk umpan yang masuk:

Volume *storage* = Volume Kerucut + Volume Prisma Segitiga

$$16.666,8 = \frac{1}{12} \times \pi \times D^2 \times H + \frac{1}{2} \times D \times H \times L$$

$$16.666,8 = \frac{1}{12} \times \pi D^3 + \frac{1}{2} \times 4\pi D^3$$

$$16.666,8 = 6,5417 D^3$$

$$D^3 = 2547,79$$

$$D = 13,66 \text{ m} = 14,00 \text{ m}$$

$$H = 14,00 \text{ m}$$

$$L = 56,00 \text{ m}$$

Maka Nilai L, D, H untuk Storage Coal sebagai berikut ini

D = 34 m *(ditambah 20 m untuk kepentingan mobilisasi)

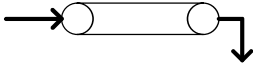
H = 19 m **(ditambah 5 m untuk ruang kosong)

L = 80 m *(L_{umpan} + D_{umpan} + 10 m)

Spesifikasi Alat :

Nama	=	Coal Storage
Kode	=	F-111
Fungsi	=	Menyimpan batubara sebagai bahan baku proses
Tipe	=	Fixed (conical) roof
Kapasitas	=	199.302,13 kg/jam
Volume Storage	=	16.666,8 m ³
Tinggi	=	19 m
Diameter	=	34 m
Panjang	=	80 m
Konstruksi	=	Beton (concrete)
Jumlah	=	2 buah

2. Belt Conveyor (J-112 A/B/C)



Fungsi : Mengangkut batubara ke *Hammer Mill*
 Kapasitas :
 Mass rate = 199.302,13 kg/jam = 199,302 ton/jam
 Tipe : *Troughet Belt on 20° idler*
 Ditetapkan:
 Panjang *Belt* = 50 m = 164,05 ft
 Dari tabel 21-7, *Perry's 7th edition*
 Kapasitas = 209,00 ton/jam
 Lebar *belt* = 20,00 in = 0,51 m
 Kecepatan *belt* = 350,00 ft/min
 100 ft = 30,48 m
Power Motor = 2,90 hp/100 ft
Add for tripper = 3,20 hp

(Perry, 1997)

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan belt} &= \frac{\text{kapasitas belt conveyor}}{\text{kapasitas belt conveyor teoritis}} \times \text{kecepatan belt} \\
 &= \frac{199,30 \text{ ton/jam}}{209,00 \text{ ton/jam}} \times 350,0 \frac{\text{ft}}{\text{min}} \\
 &= 333,76 \text{ ft/min} = 101,72 \text{ m/min}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power horizontal} &= \text{Panjang belt} \times \frac{\text{Power Motor}}{100 \text{ ft}} \\
 &= 50,00 \text{ m} \times \frac{2,90 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}} \\
 &= 4,76 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power total} &= \text{Power horizontal} + \text{Power tripper} \\
 &= 4,76 + 3,20 \\
 &= 7,96 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

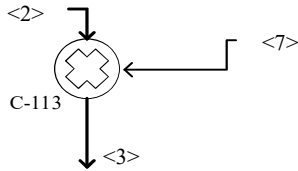
Asumsi efisiensi alat = 80%

$$\begin{aligned}
 \text{Power Operasi} &= \frac{\text{Power Total}}{\eta} = \frac{7,96}{80\%} \\
 \text{Power Operasi} &= 9,95 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Belt Conveyor</i>
Kode	=	J-112 A/B/C
Fungsi	=	Mengangkut batubara ke <i>Hammer Mill</i>
Tipe	=	<i>Troughet Belt on 20° idler</i>
Kapasitas	=	199,302 ton/jam
Jumlah	=	3 buah
Panjang <i>Belt</i>	=	50 m
Lebar <i>Belt</i>	=	20 in = 508,00 mm
Kecepatan <i>Belt</i>	=	333,8 ft/min = 101,7 m/min
Power Operasi	=	9,95 hp = 10 hp (Standarisasi)
Bahan Konstruks	=	<i>Rubber</i>
Kemiringan	=	20°

3. Hammer Mill (C-113)



Fungsi : Memperkecil ukuran batubara (50 mm menjadi 0,1 mm)

Kapasitas :

Mass rate = 221.446,81 kg/jam = 221,45 ton/jam

Perhitungan Daya :

Bond Postulate :
$$\frac{P}{\dot{m}} = 0.3162W_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_{pb}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{pa}}} \right)$$
 (Mc Cabe dkk., 1993)

\dot{m} = 221,45 ton/jam

D_{pa} = 50,0000 mm

D_{pb} = 0,1000 mm

HGI = 42,0

(PT. Kaltim Prima Coal, 2008)

$$W_i = \frac{511}{HGI^{0,96}} \quad (\text{Rattanakawin dan Tin, 2019})$$

W_i = 14,1

Power, P = 2982,59 kW = 3999,65 hp

Berdasarkan Tabel 20-14 dan 20-15 (Perry, 1997)

Tipe = Reversible Hammer Mill model no. 1217

Kapasitas = 620-685 ton/jam

Dimensi Rotor = 72 × 102 in = 6 × 8,5 ft = 1,83 × 2,60 m

Max. feed size = 14 in = 355,6 mm

Power = 1550-2000 hp

Max. speed = 600 rpm

Jumlah = 2 buah

Spesifikasi Alat :

Nama = Hammer Mill

Fungsi = Memperkecil ukuran batubara

Kode = C-113

Tipe = Reversible Hammer Mill model no. 1217

Bahan = High Alloy Steel

Kapasitas = 221,45 ton/jam

Ukuran rotor = 72 × 102 in = 6 × 8,5 ft = 1,83 × 2,60 m

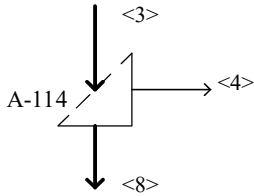
Kecepatan mills = 600 rpm

Maksimum feed size = 14 in = 355,60 mm

Power = 2000,00 hp/unit

Jumlah = 2 unit

4. Screener (A-114)



Fungsi : Memisahkan batubara *on size* dengan batubara *oversized*

Kapasitas : 221.446,8 kg/h = 221,45 ton/jam

Digunakan *High-speed vibrating screens style* ukuran 150 mesh
(Perry's 7th edition, Tabel 19-6)

Desain *sieve* = 0,1050 mm
= 0,0041 in
Bukaan *sieve* (a) = 0,1050 mm
= 0,0041 in
= 0,0001 m
Diameter kawat (d) = 0,0760 mm
= 0,0030 in
= 0,0001 m

Perhitungan:

$$A = \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs} \quad (Eq. 19-7) \quad (Perry, 1997)$$

dimana:

$$\begin{aligned} Ct &= \text{Rate Mass} \\ &= 221.446,8 \text{ kg/jam} \\ &= 221,45 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Cu &= \text{Kapasitas Unit} \\ &= 0,100 \text{ ton/jam.ft}^2 \quad (Fig. 19-21) \quad (Perry, 1997) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Foa &= \text{Faktor luas bukaan} \\ &= 100 \times \frac{a^2}{(a+d)^2} \quad (Fig. 19-22) \quad (Perry, 1997) \\ &= 33,65 \end{aligned}$$

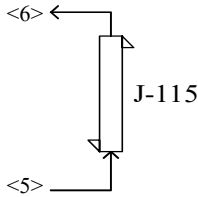
$$\begin{aligned} Fs &= \text{Faktor slotted area} \\ &= 1,00 \quad (Table 19-7) \quad (Perry, 1997) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{0,4 \times Ct}{Cu \times Foa \times Fs} \\ &= 26,321 \text{ ft}^2 \\ &= 2,45 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Screener</i>
Kode	=	A-114
Fungsi	=	Memisahkan batubara on size dengan batubara oversized
Tipe	=	<i>High speed vibrating screen with square and slightly rectangular openings</i>
Bahan	=	<i>Carbon steel</i>
Kapasitas	=	221446,81 kg/h
Luas <i>screen</i>	=	2,45 m ² = 26,32 ft ²
Jumlah	=	1 buah

5. Bucket Elevator (J-115)



Fungsi : Mengangkut batubara dari *screener* ke *Hammer Mill*
 Kapasitas : 22.144,68 kg/jam = 22,145 ton/jam
 Tipe : *Continuous Buckets on Chain*
 Tinggi : 25 ft
 Bahan : *Carbon Steel*

Dari *Perry's 7th ed (1997) Tabel 21-9* diperoleh :

Kapasitas = 31,70 ton/jam
Size of bucket = 8×5,5×7,75 in pada 150 ft/min
Size of lumps handled = 1,00 in = 2,54 cm
 Kecepatan *Bucket* = 150,00 ft/min = 45,72 m/min
 rpm pada *Head shaft* = 28,00 rpm
 Power pada *head shaft* = 1,80 hp
Bucket Spacing = 8,00 in = 20,32 cm

Perhitungan:

$$\begin{aligned}
 \text{Velocity} &= \frac{\text{kapasitas bucket}}{\text{kapasitas bucket teoritis}} \times \text{kecepatan bucket} \\
 &= \frac{22,14}{31,70} \times 150,00 \\
 &= 104,79 \text{ ft/min} = 31,94 \text{ m/min}
 \end{aligned}$$

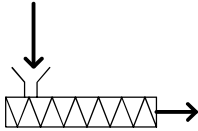
$$\begin{aligned}
 \text{Head shaft} &= \frac{\text{kapasitas bucket}}{\text{kapasitas bucket teoritis}} \times \text{kecepatan head shaft} \\
 &= \frac{22,14}{31,70} \times 28,00 \\
 &= 19,56 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Power pada head shaft} &= \frac{\text{Head shaft aktual}}{\text{Head shaft teoritis}} \times \text{Power head shaft teoritis} \\
 &= \frac{19,56}{28,00} \times 1,80 \\
 &= 1,26 \text{ hp}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Bucket Elevator</i>
Kode	=	J-115
Fungsi	=	Mengangkut batubara dari screener ke Hammer Mill
Tipe	=	<i>Continuous Buckets on Chain</i>
Jumlah	=	1 buah
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>
Tinggi <i>bucket</i>	=	25 ft = 7,62 m
<i>Size of lumps handle</i>	=	1,00 in = 25,4 mm
Kecepatan <i>bucket</i>	=	104,79 ft/min = 31,94 m/min
<i>Head shaft</i>	=	19,56 rpm
Power pada <i>head shaft</i>	=	1,26 hp = 2,00 hp (Standarisasi)
<i>Bucket spacing</i>	=	8 in = 203 mm

6. Screw Conveyor (J-116 A/B)



Fungsi : Mengangkut batubara dari *Hammer Mill* menuju *Bin Pulverized Coal* lalu menuju *Mixer*

Kapasitas :

$$\text{Mass Rate} = 199.302 \text{ kg/jam} = 199,30 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1.770 \text{ ton/acre.ft} = 0,0406 \text{ ton/ft}^3$$

(University of Kentucky, 2020)

$$\text{Volume Rate} = 4.904,86 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Tipe : *Loading of Materials in Trough Class I-45% Full*

Berdasarkan tabel 5.4 (Couper dkk., 2005)

$$\text{Kapasitas maks.} = 5600 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter conveyor} = 16 \text{ in}$$

$$\text{Max. Lump Size} = 3 \text{ in}$$

$$\text{Max. Speed} = 120 \text{ r/min}$$

$$\text{Panjang} = 75 \text{ ft}$$

$$\text{Power Motor} = 25 \text{ hp pada } 100 \text{ rpm}$$

Perhitungan:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan conveyor} &= \frac{\text{Kapasitas screw conveyor}}{\text{Kapasitas screw conveyor maksimum}} \times \text{Max. Speed conveyor} \\ &= \frac{4.904,86 \text{ ft}^3/\text{jam}}{5600 \text{ ft}^3/\text{jam}} \times 120 \text{ r/min} = 105,10 \text{ r/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power Motor} &= \frac{\text{Kecepatan conveyor}}{100 \text{ rpm}} \times \text{Power Motor} \\ &= \frac{105,104 \text{ r/min}}{100 \text{ r/min}} \times 25 \text{ hp} = 26,28 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama = *Screw Conveyor*

Kode = J-116 A/B

Fungsi = Mengangkut batubara dari *Hammer Mill* menuju *Bin Pulverized Coal* lalu menuju *Mixer*

Tipe = *Loading of Materials in Trough Class I-45% Full*

Jumlah = 2 buah

Kapasitas = 199,30 ton/jam

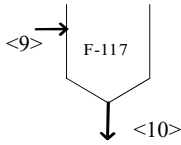
Panjang screw = 75,00 ft = 22,86 m

Diameter convey. = 16,00 in = 406,40 mm

Kecepatan belt = 105,10 r/min

Power Motor = 26,28 hp = 30,00 hp (Standarisasi)

7. Bin Pulverized Coal (F-117)



Fungsi	= Menampung <i>Pulverized coal</i> sebelum masuk ke gasifier
Mass rate batubara	= 199.302,13 kg/h
Suhu feed	= 30 °C
Densitas feed	= 1.770 ton/acre.ft = 1.434,96 kg/m ³ (University of Kentucky, 2020)
Volume rate feed	= 138,89 m ³ /jam
Residence time	= 0,5 jam
Volume feed di bin	= 69,45 m ³
Safety factor	= 25%
Volume bin	= (100% + 25%) × 69,45 m ³
Volume bin	= 86,8 m ³

Perhitungan:

$$V_{1 \text{ (cylinder)}} = \frac{1}{4} \times (\pi D^2 L_s)$$

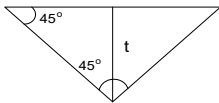
$$L_s = 1,5 D$$

$$V_{1 \text{ (cylinder)}} = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi D^3)$$

$$\text{dengan } \pi = 3,14$$

$$V_{1 \text{ (cylinder)}} = 1,18 D^3$$

untuk $V_{2 \text{ (conical)}}$ digunakan tutup bawah berbentuk kerucut dengan sudut 90°
½ di, maka,



$$t = \frac{1}{2} \times D \times \tan 45^\circ$$

$$\begin{aligned} V_{2 \text{ (conical)}} &= V_{\text{kerucut}} \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times t \\ &= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{2} \times D \times \tan 45^\circ \\ &= \frac{\pi}{24} \times D^3 \times \tan 45^\circ \\ &= \frac{3,14}{24} \times D^3 \times 1 \\ &= 0,1308 D^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{total}} &= V_1 (\text{cylinder}) + V_2 (\text{conical}) \\
 86,81 \text{ m}^3 &= 1,18 D^3 + 0,13 D^3 \\
 D^3 &= 66,35 \text{ m}^3 \\
 D &= 4,05 \text{ m} = 159,38 \text{ in} \\
 L_s &= 6,07 \text{ m} = 239,08 \text{ in} \\
 r &= 2,02 \text{ m} = 79,69 \text{ in} \\
 t &= 2,02 \text{ m} = 79,69 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Shell

$$\begin{aligned}
 \text{Material} &= \text{Carbon Steel SA 283 Grade B} \\
 f &= 11500 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 C &= 0,125 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 P_{\text{total}} &= P_{\text{op}} + P_{\text{beban}} \\
 P_{\text{operasi}} &= 1 \text{ bar} = 14,504 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{beban}} &= \frac{F}{A} \quad \text{dimana,} \\
 &= \frac{976580 \text{ N}}{18,19 \text{ m}^2} \\
 &= 53.675 \text{ N/m}^2 \\
 &= 7,78 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$ \begin{aligned} F &= m \times g \\ &= 99.651,06 \text{ kg} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \\ &= 976580 \text{ N atau kg.m/s}^2 \\ A &= \pi r s ; \quad s = \frac{r}{\sin 45^\circ} = 2,863 \text{ m} \\ A &= \pi (2,02)^2 + \pi (2,02)(2,86) \\ &= 18,19 \text{ m}^2 \end{aligned} $

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= 22,289 \text{ psia} \\
 &= 7,589 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{design}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 8,35 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{fE - 0,6 P} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$t_s = \frac{8,35 \times 79,69}{11500 \times 0,8 - 0,6 \times 8,35} + 0,125$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= 0,20 \text{ in} \\
 &= 0,25 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_s, \text{ Tabel 5.7}) \quad (\text{Brownell, 1959})
 \end{aligned}$$

menentukan OD,

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= ID + 2 t_s = 159,38 + 2 \times 0,2500 \\
 &= 159,88 \text{ in} = 168,00 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi OD})
 \end{aligned}$$

$$\text{OD} = 4,27 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 \text{ID (baru)} &= \text{OD} - 2t_s = 168,00 - 2 \times 0,2500 \\
 &= 167,50 \text{ in} = 4,25 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\text{Ls (baru)} = 1,5 \text{ Di} = 251,25 \text{ in} = 6,38 \text{ m}$$

Penentuan Tebal Tutup Bawah

Dengan eq. 6.154 *Brownel and Young* hal 118, dapat dihitung tebal tutup bawah:

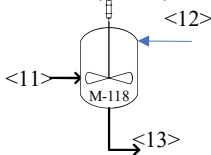
$$t_{hb} = \frac{(P \cdot D_e)}{2 \cdot \cos\left(\frac{1}{2}\alpha\right) (f \cdot E - 0,6P)} + C \quad D_e = ID$$

Jenis	:	Conical	
Bahan	:	Carbon Steel SA 283 Grade B	
f	=	11500	psi
E	=	0,8	(double welded butt joint) (Brownell, 1959)
C	=	0,125	in
P _{design}	=	8,35	psig
α	=	90	°
maka,			
t _{hb}	=	0,233	in
	=	0,25	in (Standarisasi t _{hb} , Table 5.7) (Brownell, 1959)

Spesifikasi Alat :

Nama	=	Bin Pulverized Coal
Kode	=	F-117
Fungsi	=	Menampung Pulverized coal sebelum masuk ke gasifier
Tipe	=	Open Tank
Jumlah	=	1 buah
Bahan Material	=	Carbon Steel SA 283 Grade B
Conical Angle	=	90 °
ID	=	167,50 in = 4,25 m
Tinggi silinder	=	251,25 in = 6,38 m
Tinggi Conical	=	79,69 in = 2,02 m
Tebal Silinder	=	0,25 in = 6,35 mm
Tebal Conical	=	0,25 in = 6,35 mm

8. Mixer (M-118)



Fungsi : Melarutkan batubara dengan air proses 30 °C hingga terbentuk *slurry* sebelum masuk gasifier (70% batubara dan 30% air proses)

$$\text{Flowrate feed} = 284.717,3 \text{ kg/jam} = 627.693,5 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Suhu} = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komposisi bahan baku: 70% batubara dan 30% air

$$\text{Densitas coal} = 1.770 \text{ ton/acre.ft} = 1.434,96 \text{ kg/m}^3$$

(University of Kentucky, 2020)

$$\text{Densitas air} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ slurry} &= (70\% \times \text{densitas coal} + 30\% \times \text{densitas air}) \text{ kg/m}^3 \\ &= (70\% \times 1.434,96 + 30\% \times 1000) \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\rho \text{ slurry} = 1304 \text{ kg/m}^3 = 81,44 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 1/3 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total} \\ \text{dalam Mixer} &= 627693,504 \text{ lb/jam} \times \frac{1}{3} \text{ jam} = 209231,168 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} \\ \text{dalam Mixer} &= \frac{\text{berat larutan}}{\rho \text{ slurry}} = \frac{209231,17 \text{ lb}}{81,44 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 2569,29 \text{ ft}^3 = 72,75 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan ruang kosong sebanyak 20 % dari volume larutan sehingga vol. bejana:

$$\text{Safety factor} = 20\%$$

$$\begin{aligned} V_{\text{bejana}} &= (100\% + 20\%) \times 2569,29 \text{ ft}^3 \\ &= 3083,14 \text{ ft}^3 = 87,30 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Ditetapkan bejana berbentuk silinder tegak dengan bagian atas *dished head*

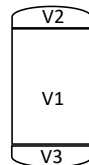
dan bawah datar dengan perbandingan $Ls/D = 1,5$

$$\begin{aligned} V_{\text{bejana}} &= V_1 + V_{2+3} \\ &= \frac{1}{4} \times (\pi D_i^2 L_s) + 2 \times 0,0847 \times D_i^3 \end{aligned}$$

$$3083,14 = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi D_i^3) + 0,1694 \times D_i^3$$

$$D_i^3 = 2289,07 \text{ ft}^3$$

$$D_i = 13,18 \text{ ft} = 158,15 \text{ in} = 4,02 \text{ m}$$



$$V_{\text{shell}} (V_1) = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi D_i^3) = 2695,38 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{head}} (V_2) = 0,0847 \times D_i^3 = 193,88 \text{ ft}^3$$

$$V_{\text{head}} (V_3) = 193,88 \text{ ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan dalam Mixer} &= 0,0847 \times Di^3 + \frac{1}{4} \times (\pi Di^2 h) \\ 2569,29 &= 193,88 + \frac{1}{4} \times 545,38 \times h \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h \text{ larutan dalam shell} &= 17,42 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$Ls = 1,5 Di \quad (\text{tinggi shell})$$

$$Ls = 19,77 \text{ ft} = 6,03 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tutup atas} &= 0.169 Di \\ &= 2,23 \text{ ft} = 0,68 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi tutup bawah} = 2,23 \text{ ft} = 0,68 \text{ m}$$

Sambungan ditetapkan dengan menggunakan *double welded butt join* ($E=0,8$)
(Brownell, 1959)

Penentuan tebal shell (t_s)

Bahan = SA 283 Grade C (Brownell and Young, 251)

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$P_{op} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = (\rho \times H) = 81,44 \text{ lb/ft}^3 \times 17,42 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan hidrostatik} &= 1418,76 \text{ lb/ft}^2 \\ &= \frac{1418,76}{144} \end{aligned}$$

$$\text{Tekanan hidrostatik} = 9,85 \text{ lb/in}^2 = 9,85 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perencanaan} &= \text{tekanan operasi} + \text{tekanan hidrostatik} = 14,7 + 9,85 \\ &= 24,55 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= 1,1 \times \text{Tekanan perencanaan} \\ &= 27,01 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times Di}{2 (fE - 0,6 P)} + C && (\text{Brownell, 1959}) \\ &= \frac{27,01}{2 (12650 \times 0,8 - 0,6 \times 27,01)} \times \frac{158,15}{1} + 0,125 \end{aligned}$$

$$t_s = 0,336 \text{ in}$$

$$t_s = 0,375 \text{ in} = 0,95 \text{ cm} \quad (\text{Standarisasi } t_s) \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Menentukan OD,

$$OD = Di + 2t_s = 158,15 + 2 \times 0,3750$$

$$OD = 158,90 \text{ in}$$

$$OD = 168 \text{ in} = 4,27 \text{ m} \quad (\text{Standarisasi OD}) \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\begin{aligned}
 icr &= 10,13 \text{ in} = 0,26 \text{ m} \\
 r &= 144 \text{ in} = 3,66 \text{ m} \quad (\text{Tabel 5.7}) \\
 \text{Di baru} &= OD - 2ts = 168,00 - 2 \times 0,3750 \\
 &= 167,3 \text{ in} = 13,94 \text{ ft} = 4,25 \text{ m} \\
 \text{Ls baru} &= 1,5 Di = 250,88 \text{ in} = 20,91 \text{ ft} = 6,37 \text{ m}
 \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

Mencari tebal tutup atas dan bawah

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0.1P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 27,01 \times 144,00}{(12650 \times 0,8 - 0,1 \times 27,01)} + 0,125 \\
 t_{ha} &= 0,465 \text{ in} \\
 t_{ha} &= 0,5 \text{ in} = 1,27 \text{ cm} \text{ (Standarisasi } t_{ha}) \\
 t_{hb} &= 0,5 \text{ in} = 1,27 \text{ cm}
 \end{aligned}$$

(Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas dan bawah baru} &= 0,169 D_i = 0,169 \times 167,3 \\
 &= 28,27 \text{ in} = 0,72 \text{ m} \\
 \text{Tinggi total} &= Ls + \text{tinggi 2 tutup} = 250,88 + 28,27 + 28,27 \\
 &= 307,41 \text{ in} = 7,81 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Pengaduk

Direncanakan dipakai pengaduk *Helical Ribbon Screw Impeller*

$$Da/ID = 0,95 \quad (\text{Yang dkk., 2018})$$

sehingga $Da = 13,24 \text{ ft}$

$$\text{Kecepatan putaran pengaduk } 40 \text{ r/min} = 0,667 \text{ rps} \quad (\text{Yang dkk., 2018})$$

$$\mu_{\text{slurry}} = 900 \text{ cp} = 0,605 \text{ lb / ft.s} \quad (\text{Jingyi dkk., 1984})$$

$$\begin{aligned}
 Nre &= \frac{Da^2 \times N \times \rho_{\text{slurry}}}{\mu_{\text{slurry}}} \\
 &= \frac{175,3 \times 0,667 \times 81,44}{0,605} \\
 &= 15732
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, 1993)

$$\begin{aligned}
 Np &= 186 Nre^{-1} \\
 &= 0,012
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, 1993)

$$\begin{aligned}
 P &= \frac{Np \times \rho \times N^3 \times Da^5}{gc} \\
 &= \frac{0,012 \times 81,44 \times 0,67^3 \times 13,24^5}{32,172}
 \end{aligned}$$

(Geankoplis, 1993)

$$P = 3608,55 \text{ lb ft/dt}$$

$$hp = \frac{P}{550} = \frac{3608,55}{550}$$

$$hp = 6,5610 \text{ hp}$$

Kehilangan tenaga karena gesekan = 10%

$$\text{Power input} = \frac{6,5610}{90\%} = 7,2900 \text{ hp}$$

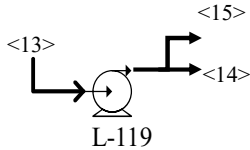
Kehilangan karena sistem transmis = 20%

$$\text{Power total} = \frac{7,2900}{80\%} = 9,1125 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	Mixer
Kode	=	M-118
Fungsi	=	Melarutkan batubara dengan air proses 30 °C hingga terbentuk <i>slurry</i> sebelum masuk gasifier
Jumlah	=	1 buah
Bahan Material	=	Carbon steel SA 283 Grade C
Volume	=	3083,14 ft ³ = 87,30 m ³
Tebal Shell	=	0,375 in = 9,53 mm
Tebal Tutup Atas	=	0,5 in = 12,70 mm
Tebal Tutup Bawah	=	0,5 in = 12,70 mm
Tinggi Total	=	307,41 in = 7,81 m = 25,62 ft
Tipe Pengaduk	=	Helical Ribbon Screw Impeller
Power Pengaduk	=	9,11 hp = 10,00 hp (Standarisasi)

9. Feed Slurry Pump (L-119)



Fungsi : Memompa hasil keluaran *Mixer* menuju Gasifier

Type : *Positive displacement (piston pump)*

Kondisi operasi :

Suhu = 30 °C

Tekanan *suction* = 1,013 bar = 14,69 psi = 2115,8 lb/ft²

Tekanan *discharge* = 30 bar = 435,1 psi = 62659,0 lb/ft²

Perhitungan :

Massrate *slurry* (gf) = 284.717,32 kg/jam = 627.694,21 lb/jam

Viskositas = 900 cp = 0,61 lb / ft.s (Jingyi dkk., 1984)

Densitas *slurry* = 1304 kg/m³ = 81,44 lb/ft³

Rate volumetrik (Q) = $\frac{gf}{\rho} = \frac{627694,21 \text{ lb/jam}}{81,44 \text{ lb/ft}^3} = 7707,87 \text{ ft}^3/\text{jam}$
 = 2,14 ft³/dtk = 0,06 m³/dtk

Berdasarkan Ulrich (1984), maksimum *volume rate* per unit *piston pump* sebesar 0,03 m³/dtk sehingga dibutuhkan *piston pump* sebanyak 2 unit sehingga:

Q per unit = 1,07 ft³/dtk per unit pompa

Untuk fluida *viscous*,

$D_{i, \text{opt}} = 3,0 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18}$ (Peters dan Timmerhaus, 1991)

dimana Q = volumetric rate, ft³/s

μ = viskositas, cp

$D_{i, \text{opt}}$ = diameter dalam optimum, in

$D_{i, \text{opt}} = 10,46 \text{ in} = 26,56 \text{ cm}$

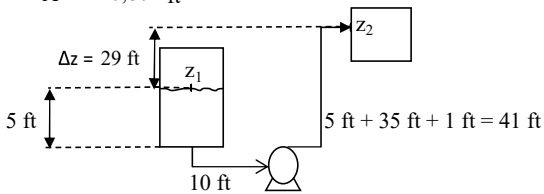
Dipakai diameter standard (Bahan: *steel (IPS)*) = 12 in sch 30 (Kern, 1950)

ID = 12,75 in = 1,063 ft = 32,39 cm

OD = 12,09 in = 1,008 ft = 30,71 cm

A = 115 in² = 0,799 ft² = 0,07 m²

$V_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{2,14 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,80 \text{ ft}^2} = 2,68 \text{ ft}/\text{dt} = 0,82 \text{ m}/\text{dt} = v_2$



Gambar C.2 Ilustrasi penempatan *feed slurry pump*

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian *suction*

Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *suction* diperkirakan = 10 ft

$$N_{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{1,063 \times 2,681 \times 81,44}{0,61} = 383,43$$

Penentuan $D_{i,opt}$ untuk aliran *viscous*:

$$D_{i,opt} = 3,0Q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} = 13,42 \text{ in}$$

Dipilih $D_i = 16 \text{ in sch.30}$

Dari *Geankoplis fig. 2.10-3* diperoleh: $f = 0,06$

$$\begin{aligned} F_{ps} &= \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} \\ &= \frac{4 \times 0,060 \times (2,681)^2 \times 10}{2 \times 32,174 \times 1,008} \\ &= 0,27 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c} \text{ (friksi karena} \\ &= 0,06 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

dimana

$$K_c = 0,55 (1 - A_2/A_1) \quad \text{dimana } A_1 \gg A_2$$

$$K_c = 0,55$$

Friksi karena *elbow*:

Jenis fitting dan valve	K_f	Jumlah
elbow 90° standar	0,75	1

(Geankoplis, 1993)

$$hf(\text{elbow}) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = \frac{0,75 \times (2,681)^2}{2 \times 32,17} = 0,0838 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian *suction* :

$$\begin{aligned} F_s &= F_c + F_{ps} + hf(\text{elbow}) \\ &= 0,06 + 0,2661 + 0,0838 \\ &= 0,4113 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

B. Friksi di bagian *discharge*

1. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *discharge* diperkirakan = 41 ft

$$\begin{aligned} F_{pd} &= \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,060 \times (2,681)^2 \times 41}{2 \times 32,174 \times 1,008} \\ &= 1,09 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena *fitting* dan *valve*

Jenis fitting dan valve		K _f	Jumlah
elbow 90° standar		0,75	2
globe valve	(wide open)	6,0	1
check valve	swing	2,0	1

(Geankoplis, 1993)

$$hf(\text{elbow}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{0,75 \times (2,681)^2}{2 \times 32,17} = 0,08 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{6 \times (2,681)^2}{2 \times 32,17} = 0,67 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{2 \times (2,681)^2}{2 \times 32,17} = 0,22 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian *discharge* :

$$\begin{aligned} F_d &= 2 \times hf(\text{elbow}) + hf(\text{globe valve}) + F_{pd} + hf(\text{check valve}) \\ &= 2 \times 0,08 + 0,67 + 1,09 + 0,22 \\ &= 2,15 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friksi total pompa} &= F_s + F_d \\ &= 0,41 + 2,15 \\ &= 2,56 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Diambil titik A dan B

$$z_1 = \text{bidang datum} = 0 \quad ; \quad \rho_a = \rho_b = 81,44 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_s &= z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F \\ &= 0 - 29 + 0 - 0,11 + -743,45 - 2,56 \end{aligned} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$W_s = -775,12 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 1 - 0,12Q^{-0,27} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\eta = 0,90$$

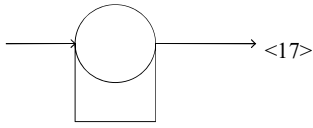
$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = 859,1 \text{ ft lbf/lbm} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$\begin{aligned} \text{Bhp} &= \frac{W \times m}{550} \\ &= 272,3 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Feed Slurry Pump</i>
Kode	=	L-119
Fungsi	=	Memompa hasil keluaran Mixer menuju Gasifier
Tipe	=	<i>Positive displacement (piston pump)</i>
Bahan	=	<i>Stainless steel</i>
Kapasitas	=	284717,323 kg/jam
Diameter pipa	=	12 in sch 30
Panjang pipa	=	51 ft = 15,54 m
Beda ketinggian	=	29 ft = 8,84 m
Elbow	=	3 buah
<i>Globe valve</i>	=	1 buah
<i>Check valve</i>	=	1 buah
Ws pompa	=	-775,12 ft lbf/lbm
Wp	=	859,06 ft lbf/lbm
Efisiensi pompa	=	0,90
Power	=	272,34 hp = 300,00 hp (Standarisasi)
Jumlah	=	2 buah

10. Oxygen Storage (F-311)



F-311

Fungsi = Menampung O₂ sebelum dikompresi menuju Gasifier

$$\text{Mass rate O}_2 = 142.279,52 \text{ kg/jam} = 313.672,27 \text{ lb/jam}$$

Kondisi operasi:

$$\text{Suhu} = 26,9 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan} = 10 \text{ bar}$$

$$\text{Densitas O}_2 = 12,91 \text{ kg/m}^3 = 0,8059 \text{ lb/ft}^3$$

(Engineering Toolbox, 2018)

1. Menghitung volume tangki

$$\text{Waktu tinggal} = 12,0 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat total} &= 142.280 \text{ kg/jam} \times 12,0 \text{ jam} \\ &= 1707354,20 \text{ kg} = 3764067,22 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Penentuan} &= \frac{\text{Berat total}}{\text{Densitas O}_2} \\ \text{volume total} &= \frac{1707354,20 \text{ kg}}{12,91 \text{ kg/m}^3} \\ &= 132250,52 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume maksimum} = 15000 \text{ m}^3 \text{ per tangkinya} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Karena volume gas sangat besar, dibangun 10 tangki yang seragam sehingga

$$\text{Volume 1 tangki} = \frac{132250,52 \text{ m}^3}{10 \text{ tangki}} = 13225,05 \text{ m}^3/\text{tangki}$$

Tangki yang akan digunakan berbentuk bola (*spherical*), maka

$$\text{Volume 1 tangki} = \frac{4}{3} \times \pi r^3 = \frac{1}{6} \times \pi D^3$$

$$13225,1 = \frac{1}{6} \times 3,14 \times D^3$$

$$D^3 = 25270,8 \text{ m}^3$$

$$D = 29,35 \text{ m}$$

$$D_{\text{maks}} = 30 \text{ m} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

Perhitungan tebal bejana (*Ulrich*)

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 1,1 \times 10$$

$$P_{\text{desain}} = 11,0 \text{ bar} = 159,544 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 30,0 \text{ m} = 1181,1 \text{ in} \\
 R &= \frac{D}{2} = 15 \text{ m} = 590,55 \text{ in} \\
 f &= 84000 \text{ psi SS 304} \\
 c &= 3 \text{ mm} = 0,118 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Mencari tebal *shell* untuk tangki *spherical* :

$$t_s = \frac{P \times R}{1,8 \times f - 0,2 \times P} + C \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$t_s = \frac{159,54 \times 590,55}{1,8 \times 84000 - 0,2 \times 159,54} + 0,118$$

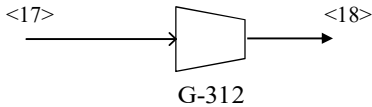
$$t_s = 0,7414 \text{ in}$$

$$t_s = 0,75 \text{ in (Standarisasi)} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

Spesifikasi Alat :

Nama	= <i>Oxygen Storage</i>
Kode	= F-311
Fungsi	= Menampung O ₂ sebelum dikompresi menuju Gasifier
Tipe	= <i>Spherical Tank</i>
Jumlah	= 10 buah
Diameter tangki	= 30,0 m = 1181,1 in
Tebal tangki	= 0,75 in = 19,05 mm
Volume tangki	= 13225,1 m ³ /tangki
Bahan konstruksi	= <i>Stainless Steel 304</i>

11. Oxygen Compressor (G-312)



Fungsi : Menaikkan tekanan aliran gas oksigen dari 10 bar menjadi 30 bar

Type : *Centrifugal compressor*

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu masuk (Ts)} = 26,9 \text{ } ^\circ\text{C} = 300,05 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Td)} = 159,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 432,41 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan suction (Ps)} = 10 \text{ bar} = 145 \text{ psi} = 1000,0 \text{ kPa}$$

$$\text{Tekanan discharge (Pd)} = 30 \text{ bar} = 435,1 \text{ psi} = 3000,0 \text{ kPa}$$

$$\text{Massrate} = 142.279,52 \text{ kg/jam} = 313.672,27 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas O}_2 \text{ masuk} = 12,91 \text{ kg/m}^3 = 0,8059 \text{ lb/ft}^3$$

(Engineering Toolbox, 2020)

$$\text{Volume rate masuk} = \frac{\text{Massrate}}{\text{Densitas O}_2} = \frac{142.279,52 \text{ kg/jam}}{12,91 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Volume rate masuk} = 11020,88 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,0614 \text{ m}^3/\text{detik}$$

Perhitungan:

a. *Overall compressor ratio*

$$R_c = \frac{P_d}{P_s} = \frac{30}{10} = 3,00$$

Rc maks/stage = 3 - 4,5 untuk kompresor sentrifugal (*Tabel 12-1*)

(Ludwig, 2001)

Maka, kompresor yang akan digunakan adalah *single stage* tipe sentrifugal.

b. Perhitungan BHP

Berdasarkan simulasi Hysys V8.8,

$$\text{heat capacities ratio} = \gamma = \frac{C_p}{C_v} = 1,4196$$

$$\text{polytropic efficiency} = \eta_p = 78,375\%$$

1. Mencari *polytropic coefficient* (n)

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad (\text{Smith, 2005})$$

$$n = \frac{1,4196 \times 78,375\%}{1,4196 \times 78,375\% - 78,375\% + 1}$$

$$n = 0,8373$$

2. Mencari BHP

$$W = \frac{n}{n - 1} \times \frac{P_{in} V_{in} N}{\eta_p} \left[1 - (r)^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad (\text{Smith, 2005})$$

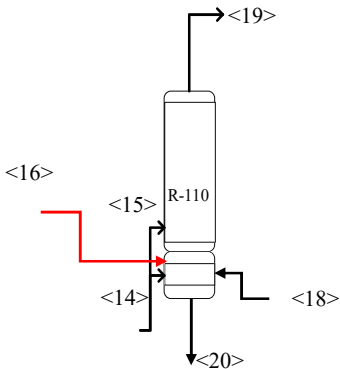
$$\text{dimana } r = \text{compression ratio} = 3$$

$$\begin{aligned}
P_{in} &= P_d &= 1000,0 \text{ kPa} &= 1000000 \text{ Pa} \\
V_{in} &= \text{Volume gas masuk} &= 3,0614 \text{ m}^3/\text{detik} \\
N &= \text{jumlah stage} &= 1 \\
W &= \text{kerja total} \\
W &= \frac{0,837}{0,837 - 1} \times \frac{1000000 \times 3,061 \times 1}{0,784} \left[1 - (3)^{\frac{0,837-1}{0,837}} \right] \\
W &= -3864012,9 \text{ Watt} \\
W &= -3864,01 \text{ kW} \\
\text{BHP} &= 5181,73 \text{ hp}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Oxygen Compressor</i>
Kode	=	G-312
Fungsi	=	Menaikkan tekanan aliran gas oksigen dari 10 bar menjadi 30 bar
Tipe	=	<i>Centrifugal compressor</i>
Jumlah	=	1 stage
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>
Ps	=	145 psi = 10 bar
Pd	=	435 psi = 30 bar
Ts	=	26,9 °C
Td	=	159,3 °C
Kapasitas	=	142.279,52 kg/jam
Power	=	5181,73 hp = 5500,00 hp (Standarisasi)

12. Gasifier (R-110)



Fungsi = Tempat terjadinya proses gasifikasi batubara menjadi *syngas*

Tipe = *Entrained Flow Gasifier*

Cara Kerja:

- 1.) Input bahan baku berupa *slurry* campuran batubara ukuran 0,1 mm dan air
- 2.) Udara pembakar adalah oksigen
- 3.) Terdiri dari 2 stage, pada stage pertama terjadi reaksi devolatilisasi dan pembakaran. Pada stage kedua terjadi reaksi gasifikasi
- 4.) Stage 1 dan 2 terpisah menjadi 2 reaktor yang berbeda

Perhitungan reaktor stage 1

Menghitung Volume, Diameter, dan Tinggi Gasifier (1st)

Reaksi berlangsung sangat cepat sehingga diasumsikan reaktor hanya terisi produk

Suhu Operasi = 965 °C

Tekanan Operasi = 30 bar = 435,11 psi

Jumlah *feed* :

- | | | | |
|-------------------------------|-------------------------------|--------------------------|---------|
| a. Massa <i>slurry</i> masuk | = 242009,7 kg/h | = 67,22 kg/s | |
| ρ <i>slurry</i> masuk | = 1304 kg/m ³ | | |
| Volume <i>slurry</i> masuk | = 185,52 m ³ /jan | = 0,05 m ³ /s | |
| b. Massa O ₂ masuk | = 139208,3 kg/h | = 38,67 kg/s | |
| ρ O ₂ masuk | = 26,73 kg/m ³ | | (Hysys) |
| Volume O ₂ masuk | = 5207,94 m ³ /jan | = 1,45 m ³ /s | |
| c. Massa <i>steam</i> masuk | = 30592,0 kg/h | = 8,50 kg/s | |
| ρ <i>steam</i> masuk | = 815,2 kg/m ³ | | (Hysys) |
| Volume <i>steam</i> masuk | = 37,53 m ³ /jan | = 0,01 m ³ /s | |

Jumlah produk:

- | | | | |
|-----------------------|--------------------------------|---------------------------|---------|
| a. Massa produk (gas) | = 410494 kg/h | = 114,03 kg/s | |
| ρ produk (gas) | = 5,561 kg/m ³ | | (Hysys) |
| Volume produk(gas) | = 73816,65 m ³ /jan | = 20,50 m ³ /s | |

$$\begin{aligned}
\text{b. Massa produk (ash)} &= 5082,20 \text{ kg/h} = 1,41 \text{ kg/s} \\
\rho \text{ produk (ash)} &= 3118 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Yaws, 2014}) \\
\text{Volume produk (ash)} &= 1,630 \text{ m}^3/\text{jan} = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} \\
\text{c. Massa produk (C)} &= 1329,12 \text{ kg/h} = 0,37 \text{ kg/s} \\
\rho \text{ produk (C)} &= 135 \text{ lb/ft}^3 = 2162 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 2008}) \\
\text{Volume produk (C)} &= 0,61 \text{ m}^3/\text{jan} = 0,0002 \text{ m}^3/\text{s} \\
\text{Massa total produk} &= 416905,7 \text{ kg/h} = 115,81 \text{ kg/s} \\
\text{Volume total produk} &= 73818,89 \text{ m}^3/\text{jan} = 20,51 \text{ m}^3/\text{s}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Residence time (t)} &= 3 \text{ s} \quad (\text{Higman, 2008}) \\
\text{Volume produk (t)} &= 61,52 \text{ m}^3 \\
\text{Asumsi ruang kosong} &= 20\% \\
\text{Volume gasifier 1st} &= \frac{100\%}{80\%} \times \text{Volume produk (t)} = \frac{100\%}{80\%} \times 61,52 \\
\text{Volume gasifier 1st} &= 76,9 \text{ m}^3 \\
\text{Dengan Ls} &= 2,0 \text{ D} \quad \text{dan kedua tutup } \textit{standard dished head}: \\
\text{Volume gasifier 1st} &= \frac{1}{4} \times (\pi D_i^2 L_s) + 2 \times 0,0847 \times D_i^3 \\
76,89 &= \frac{1}{4} \times (2 \pi D_i^3) + 0,1694 \times D_i^3 \\
307,58 &= 6,45 \times D_i^3 \\
D_i^3 &= 47,69 \\
D_i &= 3,63 \text{ m} = 11,90 \text{ ft} = 142,77 \text{ in} \\
L_s &= 7,25 \text{ m} = 23,80 \text{ ft} = 285,55 \text{ in} \\
r &= 1,81 \text{ m} = 5,95 \text{ ft} = 71,39 \text{ in}
\end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 435,1 \text{ psi} \\
P_{\text{hidrostatik}} &= (\rho \times g \times h) \\
&= 1304,47 \times 9,8 \times 7,25 \\
&= 92719,4 \text{ Pa} \\
&= 13,4 \text{ psi} \\
P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
&= 448,6 \text{ psi} \\
P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
&= 493,4 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menghitung Tebal Tangki

Tangki berupa silinder tidur dengan tutup kedua sisi berupa *standard dished head*
Sambungan ditetapkan dengan menggunakan *double welded butt join*

Bahan : *Hastelloy C-22*

(*Haynes International.,inc*)

$$\begin{aligned}
 f &= 111000 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \\
 C &= 0,125 \text{ in} \\
 P_{\text{desain}} &= 493,4 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times D_i}{2 (fE - 0,6 P)} + C && \text{(Brownell, 1959)} \\
 &= \frac{493,42 \times 142,77}{2 (111000,0 \times 0,8 - 0,6 \times 493,4)} + 0,125 \\
 t_s &= 0,5230 \text{ in} \\
 t_s &= 0,6250 \text{ in} && \text{(Standarisasi } t_s) && \text{(Brownell, 1959)} \\
 t_s &= 0,0159 \text{ m}
 \end{aligned}$$

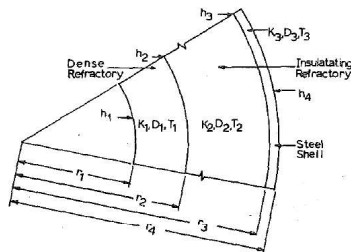
Menentukan Tebal Tutup Tangki

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0,1P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 493,42 \times 71,39}{(111000 \times 0,8 - 0,1 \times 493,4)} + 0,125 \\
 t_{ha} &= 0,4762 \text{ in} \\
 t_{ha} &= 0,5000 \text{ in} && \text{(Standarisasi } t_{ha}, \text{ Tabel 5.7)} \\
 t_{hb} &= 0,5000 \text{ in} \\
 t_{ha/hb} &= 0,0127 \text{ m}
 \end{aligned}$$

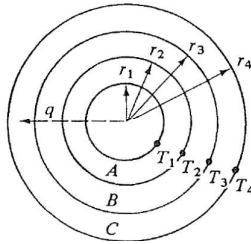
Menentukan Tebal Isolasi Gasifier

Isolasi *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 Refractory*
- Lapisan bagian luar "cold face" adalah silika



Gambar C.3 Cross section of vessel (Buyukozturk dan Tseng, 1983)



Gambar C.4 Radial heat flow through multiple cylinders (Geankoplis, 1993)

Data yang digunakan:

	A			B	C
Komponen/ Material	Cr ₂ O ₃	92	% wt	Silika	Hastelloy C-22
	Al ₂ O ₃	4,7	% wt		
	P ₂ O ₅	3,3	% wt		
k, W/m.K	1,90			0,43	19,87 *

*Diasumsikan kombinasi koefisien transfer panas konveksi dan radiasi antara *steel shell* dan lingkungan luar.

Ref: Bennett dkk. (2007) dan Buyukozturk dan Tseng (1983)

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 965,00 & ^\circ\text{C} &= 1238,15 & \text{K} \\
 T_3 &= 45,00 & ^\circ\text{C} &= 318,15 & \text{K} \\
 T_4 &= 30,00 & ^\circ\text{C} &= 303,15 & \text{K (Ambient temperature)} \\
 r_1 &= 71,39 & \text{in} &= 1,8132 & \text{m} \\
 \text{Ditetapkan tebal } \textit{dense refractory}, t_d &= 2,5 & \text{in} &= 0,064 & \text{m} \\
 r_2 &= 73,89 & \text{in} &= 1,8767 & \text{m} \\
 \text{Trial tebal } \textit{insulating refractory}, t_i &= 0,25 & \text{in} &= 0,006 & \text{m} \\
 r_3 &= 74,14 & \text{in} &= 1,883 & \text{m} \\
 \text{Tebal } \textit{steel shell}, t_s &= 0,625 & \text{in} &= 0,016 & \text{m} \\
 r_4 &= 74,76 & \text{in} &= 1,899 & \text{m}
 \end{aligned}$$

Dengan menggunakan Persamaan (4.3-5) sampai (4.3-8) dari Geankoplis (1993)

$$\begin{aligned}
 L &= 7,25 & \text{m} \\
 A_1 &= 2 \pi L r_1 = 2 \pi \times 7,25 \times 1,813 = 82,59 & \text{m}^2 \\
 A_2 &= 2 \pi L r_2 = 2 \pi \times 7,25 \times 1,877 = 85,48 & \text{m}^2 \\
 A_3 &= 2 \pi L r_3 = 2 \pi \times 7,25 \times 1,883 = 85,77 & \text{m}^2 \\
 A_4 &= 2 \pi L r_4 = 2 \pi \times 7,25 \times 1,899 = 86,49 & \text{m}^2
 \end{aligned}$$

Log mean areas dari *dense refractory* (A), *insulating refractory* (B), *steel shell* (C):

$$\begin{aligned}
 A_{A \text{ lm}} &= \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 84,03 & \text{m}^2 \\
 A_{B \text{ lm}} &= \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} = 85,63 & \text{m}^2
 \end{aligned}$$

$$A_{C \text{ lm}} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)} = 86,13 \text{ m}^2$$

Resistensi:

$$R_A = \frac{r_2 - r_1}{k_A A_{A \text{ lm}}} = \frac{1,8767 - 1,8132}{1,90 \times 84,03} = 0,0003969 \text{ K/W}$$

$$R_B = \frac{r_3 - r_2}{k_B A_{B \text{ lm}}} = \frac{1,8831 - 1,8767}{0,43 \times 85,63} = 0,0001720 \text{ K/W}$$

$$R_C = \frac{r_4 - r_3}{k_C A_{C \text{ lm}}} = \frac{1,8990 - 1,8831}{19,87 \times 86,13} = 0,0000093 \text{ K/W}$$

Maka, laju transfer panas:

$$q = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C} = \frac{1238,15 - 303,15}{0,000578} = 1.617.118 \text{ W}$$

Untuk menghitung T_2 pada *interface* antara *dense* dan *insulating refractory*,

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$1.617.118 = \frac{1.238,15 - T_2}{0,000397}$$

$$T_2 = 596,33 \text{ K} = 323,18 \text{ }^\circ\text{C}$$

Untuk menghitung T_3 pada *interface* antara *insulating refractory* dan *steel shell*

$$q = \frac{T_2 - T_3}{R_B}$$

$$1.617.118 = \frac{596,33 - T_3}{0,00017}$$

$$T_3 = 318,15 \text{ K} = 45,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

Selisih antara $T_{3 \text{ actual}}$ dan $T_{3 \text{ calculating}} = 0$ (*goal seek* dengan merubah t_i)

Dengan melakukan *trial and error* pada t_i , didapatkan :

$$t_{\text{isolator}} = 0,25 \text{ in}$$

$$= 0,0064 \text{ m}$$

Standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_d + 2t_i + 2t_s$$

$$= 142,8 + 5,0 + 0,502 + 1,25$$

$$= 149,52 \text{ in}$$

Standar OD = 156 in (Standarisasi OD, Tabel 5.7)

OD = 3,96 m (Brownell, 1959)

ID_{baru} = 149,25 in = 12,44 ft = 3,79 m

Ls baru = 2,0 Di = 298,5 in = 24,87 ft = 7,58 m

Tinggi tutup = 0,169 × Di = 0,169 × 12,44 = 2,10 ft

ha = 25,2 in = 0,6 m

$$hb = 25,2 \text{ in} = 0,6 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total} &= L_s + h_a + h_b \\ &= 298,5 + 25,2 + 25,2 \\ &= 348,9 \text{ in} = 29,1 \text{ ft} = 8,86 \text{ m} \end{aligned}$$

Perhitungan reaktor stage 2

Menghitung Volume, Diameter, dan Tinggi Gasifier (2nd)

Reaksi berlangsung sangat cepat sehingga diasumsikan reaktor hanya terisi produk

$$\text{Suhu Operasi} = 962,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan Operasi} = 30 \text{ bar} = 435,114 \text{ psi}$$

Jumlah *feed* :

$$\begin{aligned} \text{a. Massa } \textit{slurry} \text{ masuk} &= 42707,6 \text{ kg/h} = 11,86 \text{ kg/s} \\ \rho \textit{ slurry} \text{ masuk} &= 1304 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume } \textit{slurry} \text{ masuk} &= 32,74 \text{ m}^3/\text{jan} = 0,0091 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{b. Massa gas (1st)} &= 416905,7 \text{ kg/h} = 115,81 \text{ kg/s} \\ \text{Volume gas (1st)} &= 73818,9 \text{ m}^3/\text{jan} = 20,51 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

Jumlah produk:

$$\begin{aligned} \text{a. Massa produk (gas)} &= 453538 \text{ kg/h} = 125,98 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ produk (gas)} &= 5,562 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Volume produk (gas)} &= 81542,18 \text{ m}^3/\text{jan} = 22,6506 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{b. Massa produk (ash)} &= 5979,06 \text{ kg/h} = 1,66 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ produk (ash)} &= 3118 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Yaws, 2014}) \\ \text{Volume produk (ash)} &= 1,917 \text{ m}^3/\text{jan} = 0,0005 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{c. Massa produk (C)} &= 158,556 \text{ kg/h} = 0,04 \text{ kg/s} \\ \rho \text{ produk (C)} &= 135 \text{ lb/ft}^3 = 2162 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Perry, 2008}) \\ \text{Volume produk (C)} &= 0,073 \text{ m}^3/\text{jan} = 0,0000 \text{ m}^3/\text{s} \\ \text{Massa total produk} &= 459675,2 \text{ kg/h} = 127,69 \text{ kg/s} \\ \text{Volume total produk} &= 81544,17 \text{ m}^3/\text{jan} = 22,65 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Residence time (t)} = 3 \text{ s} \quad (\text{Higman, 2008})$$

$$\text{Volume produk (t)} = 67,9535 \text{ m}^3$$

$$\text{Asumsi ruang kosong} = 20\%$$

$$\text{Volume gasifier 2nd} = \frac{100\%}{80\%} \times \text{Volume produk (t)} = \frac{100\%}{80\%} \times 67,95$$

$$\text{Volume gasifier 2nd} = 84,9 \text{ m}^3$$

Dengan L_s = 3,0 D dan kedua tutup *standard dished head*:

$$\text{Volume gasifier 2nd} = \frac{1}{4} \times (\pi D_i^2 L_s) + 2 \times 0,0847 \times D_i^3$$

$$84,9 = \frac{1}{4} \times (3 \pi D_i^3) + 0,1694 \times D_i^3$$

$$\begin{aligned}
 339,77 &= 9,5894 \times Di^3 \\
 Di^3 &= 35,4316 \\
 Di &= 3,28 \text{ m} = 10,78 \text{ ft} = 129,31 \text{ in} \\
 Ls &= 9,85 \text{ m} = 32,33 \text{ ft} = 387,93 \text{ in} \\
 r &= 1,64 \text{ m} = 5,39 \text{ ft} = 64,65 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 P_{\text{operasi}} &= 435,1 \text{ psi} \\
 P_{\text{hidrostatik}} &= (\rho \times g \times h) \\
 &= 1304,47 \times 9,8 \times 9,85 \\
 &= 125964,0 \text{ Pa} \\
 &= 18,3 \text{ psi} \\
 P_{\text{perencanaan}} &= P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}} \\
 &= 453,4 \text{ psi} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{perencanaan}} \\
 &= 498,7 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung Tebal Tangki

Tangki berupa silinder tidur dengan tutup kedua sisi berupa *standard dished head*
Sambungan ditetapkan dengan menggunakan *double welded butt join*

Bahan : *Hastelloy C-22* (Haynes International, inc)

$$\begin{aligned}
 f &= 111000 \text{ psi} \\
 E &= 0,8 \\
 C &= 0,125 \text{ in} \\
 P_{\text{desain}} &= 498,7 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{P \times Di}{2 (fE - 0,6 P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959}) \\
 &= \frac{498,72 \times 129,31}{2 (111000,0 \times 0,8 - 0,6 \times 498,7)} + 0,125 \\
 t_s &= 0,489 \text{ in} \\
 t_s &= 0,500 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_s, \text{ Tabel 5.7}) \\
 t_s &= 0,013 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tutup Tangki

$$\begin{aligned}
 t_{ha} &= \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0,1P} + C \\
 &= \frac{0,885 \times 498,72 \times 64,65}{(111000 \times 0,8 - 0,1 \times 498,7)} + 0,125 \\
 t_{ha} &= 0,447 \text{ in} \\
 t_{ha} &= 0,500 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_{ha}, \text{ Tabel 5.7})
 \end{aligned}$$

$$t_{hb} = 0,500 \text{ in}$$

$$t_{ha/hb} = 0,013 \text{ m}$$

Menentukan Tebal Isolasi Gasifier

Isolasi 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 Refractory*
- Lapisan bagian luar "cold face" adalah silika

Data yang digunakan:

	1			2	3
Komponen/ Material	Cr ₂ O ₃	92	% wt	Silika	Hastelloy C-22
	Al ₂ O ₃	4,7	% wt		
	P ₂ O ₅	3,3	% wt		
k, W/m.K	1,90			0,43	19,87 *

*Diasumsikan kombinasi koefisien transfer panas konveksi dan radiasi antara *steel shell* dan lingkungan luar.

Ref: Bennett dkk. (2007) dan Buyukozturk dan Tseng (1983)

$$T_1 = 962,50 \quad ^\circ\text{C} = 1235,65 \quad \text{K}$$

$$T_3 = 45,00 \quad ^\circ\text{C} = 318,15 \quad \text{K}$$

$$T_4 = 30,00 \quad ^\circ\text{C} = 303,15 \quad \text{K} \quad (\text{Ambient temperature})$$

$$r_1 = 64,65 \quad \text{in} = 1,6422 \quad \text{m}$$

Ditetapkan tebal *dense refractory*, $t_d = 2,0 \text{ in} = 0,051 \text{ m}$

$$r_2 = 66,65 \quad \text{in} = 1,693 \quad \text{m}$$

Trial tebal *insulating refractory*, $t_i = 0,20 \text{ in} = 0,005 \text{ m}$

$$r_3 = 66,85 \quad \text{in} = 1,698 \quad \text{m}$$

Tebal *steel shell*, $t_s = 0,500 \text{ in} = 0,013 \text{ m}$

$$r_4 = 67,35 \quad \text{in} = 1,711 \quad \text{m}$$

Dengan menggunakan Persamaan (4.3-5) sampai (4.3-8) dari Geankoplis (1993)

$$L = 9,85 \quad \text{m}$$

$$A_1 = 2 \pi L r_1 = 2 \pi \times 9,85 \times 1,642 = 101,62 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2 \pi L r_2 = 2 \pi \times 9,85 \times 1,693 = 104,76 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2 \pi L r_3 = 2 \pi \times 9,85 \times 1,698 = 105,08 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2 \pi L r_4 = 2 \pi \times 9,85 \times 1,711 = 105,86 \text{ m}^2$$

Log mean areas dari *dense refractory* (A), *insulating refractory* (B), dan *steel shell* (C):

$$A_{A \text{ lm}} = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 103,18 \text{ m}^2$$

$$A_{B \text{ lm}} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} = 104,92 \text{ m}^2$$

$$A_{C \text{ lm}} = \frac{A_4 - A_3}{\ln(A_4/A_3)} = 105,47 \text{ m}^2$$

Resistensi:

$$R_A = \frac{r_2 - r_1}{k_A A_{A \text{ lm}}} = \frac{1,6930 - 1,6422}{1,90 \times 103,18} = 0,0002586 \text{ K/W}$$

$$R_B = \frac{r_3 - r_2}{k_B A_{B \text{ lm}}} = \frac{1,6981 - 1,6930}{0,43 \times 104,92} = 0,0001121 \text{ K/W}$$

$$R_C = \frac{r_4 - r_3}{k_C A_{C \text{ lm}}} = \frac{1,7108 - 1,6981}{19,87 \times 105,47} = 0,0000061 \text{ K/W}$$

Maka, laju transfer panas:

$$q = \frac{T_1 - T_4}{R_A + R_B + R_C} = \frac{1235,65 - 303,15}{0,000377} = 2.475.565 \text{ W}$$

Untuk menghitung T_2 pada *interface* antara *dense* dan *insulating refractory*,

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$2.475.565 = \frac{1.235,65 - T_2}{0,000259}$$

$$T_2 = 595,56 \text{ K} = 322,41 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Untuk menghitung T_3 pada *interface* antara *insulating refractory* dan *steel shell*

$$q = \frac{T_2 - T_3}{R_B}$$

$$2.475.565 = \frac{595,56 - T_3}{0,00011}$$

$$T_3 = 318,15 \text{ K} = 45,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Selisih antara $T_{3 \text{ actual}}$ dan $T_{3 \text{ calculating}} = 0$ (*goal seek* dengan merubah t_i)

Dengan melakukan *trial and error* pada t_i , didapatkan :

$$t_{\text{isolator}} = 0,20 \text{ in}$$

$$= 0,0051 \text{ m}$$

Standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_d + 2t_i + 2t_s$$

$$= 129,3 + 4,0 + 0,401 + 1,00$$

$$= 134,71 \text{ in}$$

Standar OD = 138 in (Standarisasi OD, Tabel 5.7)

$$\text{OD} = 3,51 \text{ m} \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$\text{ID}_{\text{baru}} = 132,60 \text{ in} = 11,05 \text{ ft} = 3,37 \text{ m}$$

$$\text{Ls baru} = 3,0 \text{ Di} = 397,8 \text{ in} = 33,15 \text{ ft} = 10,10 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 \times \text{Di} = 0,169 \times 11,05 = 1,87 \text{ ft}$$

$$\text{ha} = 22,4 \text{ in} = 0,6 \text{ m}$$

$$\text{hb} = 22,4 \text{ in} = 0,6 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total} &= L_s + h_a + h_b \\
&= 397,8 + 22,4 + 22,4 \\
&= 442,6 \text{ in} = 36,9 \text{ ft} = 11,24 \text{ m}
\end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

Nama Alat	=	Gasifier
Kode Alat	=	R-110
Fungsi	=	Tempat terjadinya proses gasifikasi batubara menjadi syngas
Tipe	=	<i>Entrained Flow Gasifier</i>
Suhu operasi	=	965 °C pada <i>stage</i> pertama
	=	962,5 °C pada <i>stage</i> kedua
Tekanan operasi	=	30 bar
Massa <i>feed</i>	=	284717,32 kg/jam

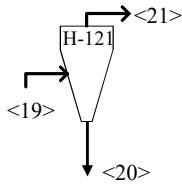
Stage Pertama:

Volume reaktor	=	76,89 m ³
ID	=	3,79 m
Tinggi total	=	8,86 m
Tebal total isolasi	=	3,38 in = 85,75 mm
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	0,50 in = 12,70 mm
Tipe tutup bawah	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	=	0,50 in = 12,70 mm
Bahan konstruksi	=	<i>Hastelloy C-22</i>
Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah alat	=	1 buah

Stage Kedua:

Volume reaktor	=	84,94 m ³
ID	=	3,37 m
Tinggi total	=	11,24 m
Tebal total isolasi	=	2,70 in = 68,59 mm
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	0,50 in = 12,70 mm
Tipe tutup bawah	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	=	0,50 in = 12,70 mm
Bahan konstruksi	=	<i>Hastelloy C-22</i>
Tipe pengelasan	=	<i>Double Welded Butt Joint</i>
Jumlah alat	=	1 buah

13. Cyclone (H-121)



Fungsi : Memisahkan syngas dengan partikel solid yang terbawa dari Gasifier

Kondisi Operasi :

Tekanan Operasi = 29,90 bar = 29,5163 atm

Temperatur Operasi = 962,5 °C = 1235,65 K

Rate *solid* masuk = 5.979,06 kg/jam = 71,6 kmol/jam

Rate gas masuk = 452.126,13 kg/jam

Mencari volume gas menggunakan persamaan 2nd virial generalized correlation:

$$\begin{aligned} T_r &= \frac{T}{T_c} ; B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} ; Z = Z^0 + \omega Z^1 ; Z = \frac{PV}{RT} \\ P_r &= \frac{P}{P_c} ; B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} ; Z^0 = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r} ; V = \frac{ZRT}{P} \\ R &= 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K} ; Z^1 = B^1 \frac{P_r}{T_r} ; \end{aligned}$$

(Smith dkk., 2018)

Komponen	ω	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr	B ⁰	B ¹
CO	0,05	132,90	34,99	7,24	0,85	0,0652	0,1390
CO ₂	0,22	304,20	73,83	3,16	0,40	0,0162	0,1376
H ₂	-0,22	33,19	13,13	29,00	2,28	0,0811	0,1390
H ₂ S	0,09	373,50	89,63	2,58	0,33	-0,0098	0,1358
CH ₄	0,01	190,60	45,99	5,05	0,65	0,0514	0,1388
COS	0,10	378,80	63,49	2,54	0,47	-0,0119	0,1356
N ₂	0,04	126,20	34,00	7,63	0,88	0,0666	0,1390
H ₂ O(g)	0,35	647,10	220,55	1,49	0,14	-0,1406	0,1065

Komponen	Z ⁰	Z ¹	Z	V (m ³ /kmol)	V (m ³ /jam)
CO	1,007697	0,0164	1,00848	3,4645	34055,94
CO ₂	1,002071	0,01762	1,00602	3,4560	5721,45
H ₂	1,006366	0,01092	1,00401	3,4491	24638,02
H ₂ S	0,998732	0,01758	1,00038	3,4366	20,68
CH ₄	1,006614	0,01787	1,00683	3,4588	3155,84
COS	0,997792	0,02513	1,00023	3,4361	20,68
N ₂	1,007685	0,01602	1,00829	3,4638	276,33
H ₂ O(g)	0,987187	0,00971	0,99054	3,4028	12094,41
Total					79983,34

Densitas Gas Campuran:

Volume gas = 79983,34 m³/jam

$$\rho(\text{gas}) = \frac{\text{Massa gas}}{\text{Volume gas}} = \frac{452126,13 \text{ kg/jam}}{79983,34 \text{ m}^3/\text{jam}} = 5,65 \text{ kg/m}^3$$

Gas	BM	Mol	xi	ρ (kg/m ³)	Tc (K)	Pc (bar)	Tr	Pr
CH ₄	16	912,420	0,039	0,22243	190,6	46,0	6,48295	0,7
CO	28	9830,111	0,424	2,39643	132,9	35,0	9,29759	0,9
CO ₂	44	1655,523	0,071	0,40359	304,2	73,8	4,06197	0,4
H ₂	2	7143,371	0,308	1,74144	33,2	13,1	37,2296	2,3
H ₂ S	34	6,018	3E-04	0,00147	373,5	89,6	3,3083	0,3
COS	60	6,018	3E-04	0,00147	378,8	63,5	3,26201	0,5
N ₂	28	79,776	0,003	0,01945	126,2	34,0	9,7912	0,9
H ₂ O	18	3554,255	0,153	0,86647	647,1	220,6	1,90952	0,1
		23187,491	1,000					

$$\mu_{\text{mix}} = 0,04189 \text{ cp} = 0,00004189 \text{ kg/m.s} \quad (\text{Hysys})$$

Densitas *solid* /ash:

Ash	%w*	Massa (kg)	ρ^{**} (kg/m ³)	V(m ³)
SiO ₂	36,00%	2152,46	2650,70	0,8120
Al ₂ O ₃	13,90%	831,09	3982,60	0,2087
Fe ₂ O ₃	14,80%	884,901	5179,80	0,1708
CaO	12,70%	759,341	3340,00	0,2273
MgO	8,60%	514,199	3580,00	0,1436
TiO ₂	0,80%	47,8325	4258,40	0,0112
Na ₂ O	0,70%	41,8534	2270,00	0,0184
K ₂ O	1,70%	101,644	2350,00	0,0433
P ₂ O ₅	0,20%	11,9581	2281,00	0,0052
SO ₃	10,60%	633,781	2289,80	0,2768
Total	100,00%	5979,06		1,9175

*(Kaltim Prima Coal, 2008)

** (Yaws, 2014)

$$\begin{aligned} \text{Densitas ash} &= \frac{\text{massa ash (kg)}}{\text{volume ash (m}^3\text{)}} = \frac{5979,06}{1,92} \\ &= 3118,1860 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Volume ash} = \frac{\text{massa ash}}{\text{densitas ash}} = 1,92 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= \text{volume ash} + \text{volume gas} = 79985,26 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1333,09 \text{ m}^3/\text{menit} = 47084,44 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Efisiensi cyclone = 95%

Dari Fig. 17-39 Perry (1997), didapat: $d_{pi}/D_{pth} = 7,00$

Menentukan Dimensi *Cyclone*

dimana : D_{pth} = Ukuran partikel pada saat bagian partikel telah terurai (m)

μ_g = Viskositas gas (kg/m.s)

B_c = Lebar *inlet cyclone rectangular* (m)

N_s = Jumlah putaran oleh aliran gas dalam *cyclone*

v_{in} = Kecepatan gas masuk pada *cyclone* (m/s)

ρ_p = Densitas partikel solid (kg/m³)

ρ_g = Densitas gas (kg/m³)

Kecepatan gas masuk berkisar 0-65 m/s.

(Perry, 1997)

$v_{in} = 26,5 \text{ m/s} = 86,9465 \text{ ft/s}$

sehingga dari Perry 7th ed (1997) Fig. 17-38 didapatkan: $N_s = 4,55$

d_{pi} = Ukuran partikel masuk cyclone (ft)

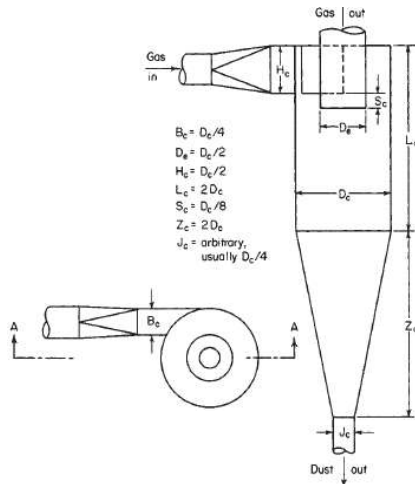
= 0,1 mm = 0,00033 ft

sehingga, $\frac{d_{pi}}{D_{pth}} = 7,00$

$$D_{pth} = \frac{d_{pi}}{7,00} = \frac{0,00033}{7,00}$$

$$D_{pth} = 0,000047 \text{ ft}$$

$$D_{pth} = 0,000014 \text{ m}$$



Gambar C.5 *Cyclone*

Menghitung B_c , D_c , H_c , L_c , S_c , Z_c , J_c

B_c = Lebar *inlet cyclone rectangular* (m)

D_e = Diameter saluran gas keluar *cyclone* (m)

D_c = Diameter *cyclone* (m)

- Hc = Tinggi *cyclone* setelah Bc pada gas masuk (m)
 Lc = Panjang ruang gravitasi *settling* dalam arah aliran gas. (m)
 Sc = Lebar outlet *cyclone* rectangular (m)
 Zc = Panjang ruang spiral dalam *cyclone* (m)
 Jc = Diameter pada saat partikel keluar (m)

(Perry, 1997)

$$D_{pth} = \sqrt{\frac{9\mu_g B_c}{\pi N_s v_{in} (\rho_p - \rho_g)}}$$

(Perry, 1997)

$$B_c = \frac{D_{pth}^2 \times \pi \times N_s \times v_{in} \times (\rho_p - \rho_g)}{9 \times \mu_g}$$

$$= \frac{0,000014^2 \times 3,14 \times 4,55 \times 26,5 \times (3.118,19 - 5,65)}{9 \times 0,00004}$$

$$B_c = 0,63784 \text{ m} = 63,7837 \text{ cm} = 25,1117 \text{ in} \approx 25,5 \text{ in}$$

$$B_c = 64,77 \text{ cm}$$

$$B_c = \frac{D_c}{4}$$

$$D_c = 4 \times B_c \quad L_c = 2 \times D_c \quad Z_c = 2 \times D_c \quad J_c = \frac{D_c}{4}$$

$$= 259,1 \text{ cm} \quad = 518,2 \text{ cm} \quad = 518,2 \text{ cm} \quad = 64,8 \text{ cm}$$

$$= 102,0 \text{ in} \quad = 204,0 \text{ in} \quad = 204,0 \text{ in} \quad = 64,8 \text{ cm}$$

$$H_c = \frac{D_c}{2} \quad D_e = \frac{D_c}{2} \quad S_c = \frac{D_c}{8} \quad = 25,5 \text{ in}$$

$$= 129,5 \text{ cm} \quad = 129,5 \text{ cm} \quad = 32,4 \text{ cm}$$

$$= 51,0 \text{ in} \quad = 51,0 \text{ in} \quad = 12,8 \text{ in}$$

Hasil Trial: Jumlah *cyclone 1st stage fluidized bed* dapat berjumlah antara 1 - 22 set
 (Perry, 2008)

$$n = 1 \quad Q = 79983,34 \text{ m}^3/\text{jam per set} = 22,2176 \text{ m}^3/\text{s per set}$$

$$A_{in} = B_c \times H_c = 8390,31 \text{ cm}^2 = 0,8390 \text{ m}^2$$

$$v_{in} = \frac{Q}{A_{in}} = 26,48 \text{ m/s} \quad v_{in \text{ trial}} = 26,5 \text{ m/s}$$

Menghitung *pressure drop*

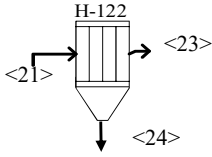
$$\Delta P = \frac{4\rho v^2}{2g} = \frac{4 \times 5,6528 \times 26,5^2}{2 \times 9,8} = 810,13 \text{ kg/m}^2 = 0,079 \text{ bar}$$

(Couper dkk., 2005)

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Cyclone</i>
Kode	=	H-121
Fungsi	=	Memisahkan <i>syngas</i> dari partikel <i>solid</i> yang terikut
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas	=	458.105,19 kg/jam
Tekanan Operasi	=	29,90 bar
Temperatur Operasi	=	962,5 °C
Kecepatan Gas Masuk	=	26,5 m/s
Dimensi		
Lebar inlet cyclone rectangular	=	25 in = 0,64 m
Dimensi saluran gas keluar	=	51 in = 1,30 m
Diameter cyclone	=	102 in = 2,59 m
Tinggi cyclone setelah Bc pada gas masuk	=	51 in = 1,30 m
Panjang ruang gravitasi settling	=	204 in = 5,18 m
Lebar outlet cyclone	=	13 in = 0,32 m
Panjang ruang spiral cyclone	=	204 in = 5,18 m
Diameter partikel keluar cyclone	=	26 in = 0,65 m

14. Electrostatic Precipitator (H-122)



$$\text{Efisiensi (n)} = 99,875\%$$

Fungsi: Untuk memisahkan partikel solid dengan gas dari cyclone

Kondisi operasi:

$$\begin{aligned} \text{Suhu masuk (T)} &= 962,5 \text{ } ^\circ\text{C} = 1235,65 \text{ K} \\ \text{Tekanan masuk} &= 29,82 \text{ bar} = 29,44 \text{ atm} \\ \text{Rate solid masuk} &= 298,95 \text{ kg/jam} \\ \text{Rate gas masuk} &= 452.126,13 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Mencari volume gas menggunakan persamaan 2nd virial generalized correlation:

$$\begin{aligned} T_r &= \frac{T}{T_c} ; B^0 = 0,083 - \frac{0,422}{T_r^{1,6}} ; Z = Z^0 + \omega Z^1 ; Z = \frac{PV}{RT} \\ P_r &= \frac{P}{P_c} ; B^1 = 0,139 - \frac{0,172}{T_r^{4,2}} ; Z^0 = 1 + B^0 \frac{P_r}{T_r} ; V = \frac{ZRT}{P} \\ R &= 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K} ; Z^1 = B^1 \frac{P_r}{T_r} ; \end{aligned}$$

(Smith dkk., 2018)

Komponen	ω	T_c (K)	P_c (bar)	T_r	P_r	B^0	B^1
CO	0,05	132,90	34,99	9,30	0,85	0,0711	0,1390
CO ₂	0,22	304,20	73,83	4,06	0,40	0,0382	0,1385
H ₂	-0,22	33,19	13,13	37,23	2,27	0,0817	0,1390
H ₂ S	0,09	373,50	89,63	3,31	0,33	0,0208	0,1379
CH ₄	0,01	190,60	45,99	6,48	0,65	0,0618	0,1389
COS	0,10	378,80	63,49	3,26	0,47	0,0194	0,1378
N ₂	0,04	126,20	34,00	9,79	0,88	0,0720	0,1390
H ₂ O(g)	0,35	647,10	220,55	1,91	0,14	-0,0669	0,1276

Komponen	Z^0	Z^1	Z	V (m ³ /kmol)	V (m ³ /jam)
CO	1,00652	0,01274	1,00713	3,4690	34100,74
CO ₂	1,0038	0,01377	1,00688	3,4682	5741,63
H ₂	1,00498	0,00848	1,00315	3,4553	24682,61
H ₂ S	1,00209	0,01387	1,00339	3,4561	20,80
CH ₄	1,00618	0,0139	1,00635	3,4663	3162,74
COS	1,00279	0,01984	1,00471	3,4607	20,82
N ₂	1,00645	0,01245	1,00693	3,4683	276,69
H ₂ O(g)	0,99526	0,00904	0,99838	3,4389	12222,64
Total					80228,67

$$\begin{aligned} \text{volume gas (V)} &= 80.229 \text{ m}^3/\text{jam} = 22,286 \text{ m}^3/\text{s} \\ &= 787,021 \text{ ft}^3/\text{s} = 47221,26 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Electrode spacing (d)} &= 300 \text{ mm} = 0,30 \text{ m} \\ \text{migration vel.(w)} &= 8 \text{ cm/s} = 0,08 \text{ m/s} \quad (\text{Deolalkar, 2009}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Specific collector area (SCA)} &= \frac{-100}{w} \times \ln(1-n) \quad (\text{Deolalkar, 2009}) \\ &= \frac{-100}{8} \times \ln(1-0,99875) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SCA} &= 83,56 \text{ m}^2/\text{volume} \\ \text{Total plate area (A)} &= \text{SCA} \times V \quad (\text{Darby, 1981}) \\ &= 83,56 \times 22,286 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total plate area (A)} &= 1862,14 \text{ m}^2 \\ \text{Kecepatan gas (v)} &= 0,6-1,2 \text{ m/s} \quad (\text{Deolalkar, 2009}) \\ \text{dipilih v} &= 1,0 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Persamaan Deutsch:

$$\text{Efisiensi} = 1 - e^{-\frac{wL}{dv}} = 1 - e^{-w\frac{A}{V}}$$

dimana $L = \text{field length}$ (Darby, 1981)

Dari persamaan tersebut dapat disimpulkan: $\frac{L}{d v} = \frac{A}{V}$

Maka, $\text{field length (L)} = \frac{A d v}{V}$

$$\text{field length (L)} = \frac{1862,14 \text{ m}^2 \times 0,30 \text{ m} \times 1,0 \text{ m/s}}{22,29 \text{ m}^3/\text{s}}$$

$$\text{field length (L)} = 25,07 \text{ m}$$

Total Pressure drop dari *electrostatic precipitator* biasanya sebesar 0,38 in H₂O atau sebesar 0,001 bar. (Turner dkk., 1988)

Power yang di-supply untuk *Electrostatic Precipitator* ini dengan mengubah AC *voltage* dari 220-480 V menjadi DC *voltage* pada rentang 20.000-100.000 V.

(Turner dkk., 1988)

Electrostatic precipitator beroperasi dengan daya 100 watt per 1000 cfm (*cubic feet per*

(Bionomic Industries, 2020)

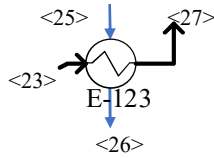
Maka,

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{100}{1000} \frac{\text{Watt}}{\text{cfm}} \times 47221,26 \text{ cfm} \\ \text{Power} &= 4722,13 \text{ Watt} \\ &= 4,72 \text{ kW} \\ &= 6,33 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Electrostatic Precipitator</i>
Kode Alat	=	H-122
Fungsi	=	Untuk memisahkan <i>solid</i> dengan gas dari <i>cyclone</i>
Jumlah	=	1 buah
<i>Total plate area</i>	=	1.862 m ² ; SCA = 83,6 m ² /m ³
<i>Electrode spacing</i>	=	300 mm
<i>Voltage</i>	=	20-100 kV
<i>Power</i>	=	4,72 kW = 6,33 hp = 10,00 hp
Kecepatan gas	=	1,00 m/s (Standar)
Efisiensi	=	99,875%

15. Syngas Cooler I (E-123)



Jumlah = 4

Hot fluid: Syngas

$$\begin{aligned} <23> \quad T_1 &= 962,5 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 1765 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} <27> \quad T_2 &= 355,0 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 671 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Dari neraca massa:

$$W = 452127 \text{ kg/jam}$$

$$= 996939 \text{ lb/jam}$$

$$= 249235 \text{ lb/cooler}$$

Cold fluid: Cooling water

$$<25> \quad t_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$<26> \quad t_2 = 90,0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$= 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari neraca energi:

$$w = 2060571 \text{ kg/jam}$$

$$= 4543558 \text{ lb/jam}$$

$$= 1135890 \text{ lb/cooler}$$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$\begin{aligned} Q &= 517306061 \text{ kJ/hr} && = 490337498 \text{ Btu/hr} \\ &= 129326515 \text{ kJ/hr.cooler} && = 122584375 \text{ Btu/hr.cooler} \end{aligned}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{122584374,6}{249235 \times 1094}$$

$$C_p = 0,4498 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{122584374,6}{1135890 \times 108}$$

$$C_p = 0,9993 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid		Diff.
1764,5	Suhu tinggi	194		1570,5 Δt_2
671	Suhu rendah	86		585 Δt_1
				985,5 $\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{985,5}{2,3 \log (1570,5/585)} = 999,058 \text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 10,13$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,064$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,99498$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99498 \times 999,058$$

$$\text{True LMTD} = 994,041 \text{ }^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(1764,5 + 671)}{2} = 1217,75 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 194)}{2} = 140 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 50 \text{ (Range water-gases 2-50) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{desain} = 1,1 \times Q_{operasi} = 1,1 \times 122584375 = 134842812 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{134842812,05}{50 \times 994,04} = 2713,02 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{2713,02}{16 \times 0,2618} = 647,685$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$Nt = 664$$

$$\text{Shell ID} = 37,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 664 \times 16 \times 0,2618$$

$$A = 2781,36 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt \text{ awal}}{Nt \text{ std}} \times Ud = \frac{647,685}{664} \times 50$$

$$Ud = 48,77 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell : ID_s = 37,00 in (diameter dalam shell)

B = 20,00 in (baffle spacing)

N+1 = 11 (Jumlah baffle)

n' = 1 passes (jumlah passes pada shell)

de = 0,72 in (diameter ekivalen) (fig. 28)

Bagian Tube : ID_t = 0,902 in (diameter dalam tube) (tabel 10)

OD_t = 1 in (diameter luar tube)

BWG = 18

L = 16 ft (panjang tube)

n = 2 passes (jumlah passes pada tube) (tabel 9)

Nt = 664 (Jumlah tube) (tabel 9)

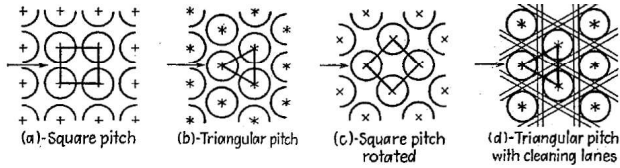
P_T = 1,25 in (Jarak antara sumbu tube)

C' = 0,25 in (Jarak antara diameter luar tube)

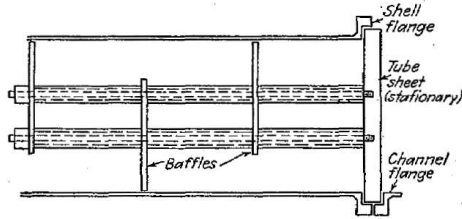
a''t = 0,262 ft² (Luas permukaan panjang) (tabel 10)

a't = 0,639 in² (Luas penampang aliran) (tabel 10)

(Kern, 1950)



(1)



(2)

Gambar C.6 (1) tube layout pada exchanger dan (2) detail dari baffle spacer

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{37,00 \times 0,25 \times 20,00}{144 \times 1,25}$ $a_s = 1,02778 \text{ ft}^2$	$a't = 0,639$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{664 \times 0,639}{144 \times 2}$ $a_t = 1,473 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{249235}{1,02778}$ $G_s = 242499 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{1135890}{1,473}$ $G_t = 771009 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{771009,3532}{3600 \times 61,21}$ $V = 3,49893 \text{ ft/s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,72 \text{ in}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,033 \text{ cp}$ (Hysys) $\mu = 0,079 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 242499}{0,079}$ $Re_s = 184259$	$D = 0,902 \text{ in} = 0,075 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,463 \text{ cp}$ (fig. 14) $\mu = 1,121 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,075 \times 771009}{1,121}$ $Re_t = 51712,4$

<p>(g) j_H $j_H = 200$ (fig. 28)</p> <p>(h) $h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,07102 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F}$ (Hysys) $c = 0,4498 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ $h_o = 187,908 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$</p>	<p>(fig. 25)</p> $h_i = 1090 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 1090 \times \frac{0,90}{1,00}$ $h_{io} = 983,18 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
---	---

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{983,18 \times 187,908}{(983,18 + 187,91)} = 157,757 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi U_d

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 664 \times 16 \times 0,2618$$

$$A = 2781,36 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{122584374,6}{2781,363 \times 994,041}$$

$$U_d = 44,3377 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(k) *Dirt factor, R_d*

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{U_c \times U_d} = \frac{(157,76 - 44,34)}{157,76 \times 44,34}$$

$$R_d = 0,01622 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > \text{ dari } R_d \text{ required}$$

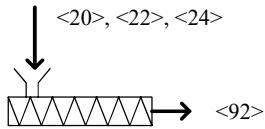
$$R_d \text{ required} = 0,0020$$

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
<p>(1) $Re_s = 184259$ $f = 0,0015$ (fig. 29)</p> <p>(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{20,00}$ $N+1 = 9,600 = 11$ $IDs = 37,00 \text{ in} = 3,08 \text{ ft}$</p>	<p>(1) $Re_t = 51712,4$ $f = 0,00017$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$</p> $\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L_n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,00017 \times 771.009,4^2 \times 16 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,075 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,8242 \text{ psi}$

$sg = 0,5878 \quad (\text{Hysys})$ $\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0015 \times 242.498,7^2 \times 3,08 \times 11}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,588}$ $\Delta P_s = 1,6251 \quad \text{psi}$ $\Delta P_s = 0,1121 \quad \text{bar}$ $\text{Allowable } \Delta P_s = 2 \quad \text{psi}$	$G_t = 771009 \quad \text{lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,07 \quad (\text{fig. 27})$ $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{8}{1} \times 0,07$ $\Delta P_r = 0,56 \quad \text{psi}$ $\Delta P_T = P_i + P_r$ $\Delta P_T = 1,3842 \quad \text{psi}$ $\Delta P_T = 0,0955 \quad \text{bar}$ $\text{Allowable } \Delta P_T = 10 \quad \text{psi}$
--	--

Spesifikasi Alat :	
Nama Alat	= <i>Syngas Cooler</i>
Kode	= E-123
Fungsi	= Mendinginkan <i>syngas</i> dari 962,5°C ke 355°C
Tipe	= 1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	= <i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 23 = 962,5 °C
	CW (25) = 30,0 °C
Suhu keluar	Arus 27 = 355,0 °C
	CW (26) = 90 °C
Shell	ID = 37,0 in = 0,94 m
	Baffle = 20,0 in = 0,51 m
	Passes = 1
	$\Delta P = 1,625 \text{ psi} = 0,11 \text{ bar}$
Tube	OD = 1,000 in = 0,03 m
	ID = 0,902 in = 0,02 m
	BWG = 18 in = 0,46 m
	Pitch = 1,25 in = 0,03 m
	Panjang = 16 ft = 4,88 m
	Jumlah = 664
	Passes = 2
	$\Delta P = 1,384 \text{ psi} = 0,095 \text{ bar}$
Rd	= 0,016 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	= 2781 ft ² = 258,4 m ²
Jumlah	= 4 buah

16. Slag Conveyor (J-124)



Fungsi : Mengangkut *slag* menuju tempat pengolahan *solid waste*

Kapasitas :

$$\text{Massrate karbon} = 158,56 \text{ kg/jam} = 0,16 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Massrate ash} = 5.978,69 \text{ kg/jam} = 5,98 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Massrate total} = 6.137,25 \text{ kg/jam} = 6,14 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Densitas karbon} = 2,267 \text{ g/cm}^3 = 2267 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Wikipedia, 2020})$$

$$\text{Densitas ash} = 2,000 \text{ g/cm}^3 = 2000 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Wikipedia, 2020})$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Rate} &= \frac{\text{Massa karbon}}{\text{Densitas karbon}} + \frac{\text{Massa ash}}{\text{Densitas ash}} \\ &= \frac{158,56 \text{ kg/jam}}{2.267,00 \text{ kg/m}^3} + \frac{5.978,69 \text{ kg/jam}}{2.000,00 \text{ kg/m}^3} \end{aligned}$$

$$\text{Volume Rate} = 3,06 \text{ m}^3/\text{jam} = 108,04 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Tipe : *Loading of Materials in Trough Class II-30% Full*

Berdasarkan tabel 5.4 (Couper dkk. 2005)

$$\text{Kapasitas maks.} = 180 \text{ ft}^3/\text{jam} = 5,097 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Diameter conveyor} = 6 \text{ in} = 15,24 \text{ cm}$$

$$\text{Max. Lump Size} = 0,75 \text{ in} = 1,91 \text{ cm}$$

$$\text{Max. Speed} = 120 \text{ r/min}$$

$$\text{Panjang} = 75 \text{ ft} = 22,86 \text{ m}$$

$$\text{Power Motor} = 5 \text{ hp pada } 100 \text{ rpm}$$

Perhitungan

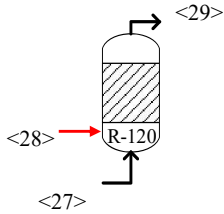
$$\begin{aligned} \text{Kecepatan conveyor} &= \frac{\text{Kapasitas screw conveyor}}{\text{Kapasitas screw conveyor maksimum}} \times \text{Max. Speed conveyor} \\ &= \frac{108,04 \text{ ft}^3/\text{jam}}{180 \text{ ft}^3/\text{jam}} \times 120 \text{ r/min} \\ &= 72,026 \text{ r/min} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Power Motor} &= \frac{\text{Kecepatan conveyor}}{100 \text{ rpm}} \times \text{Power Motor} \\ &= \frac{72,026 \text{ r/min}}{100 \text{ r/min}} \times 5 \text{ hp} \\ &= 3,601 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Slag Conveyor</i>
Kode	=	J-124
Fungsi	=	Mengangkut slag menuju tempat pengolahan solid waste
Tipe	=	<i>Loading of Materials in Trough Class II-30% Full</i>
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas	=	12,27 ton/jam
Panjang <i>screw</i>	=	75,00 ft = 22,86 m
Diameter <i>convey.</i>	=	6,00 in = 152,4 mm
Kecepatan <i>belt</i>	=	72,03 r/min
<i>Power Motor</i>	=	3,60 hp = 5,00 hp

17. Water Gas Shift Reactor (R-120)



Fungsi : Mereaksikan CO dan H₂O menjadi H₂ dan CO₂

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Kondisi : Tekanan = 29,71 bar = 430,87 psia
 Suhu = 355 °C = 628,15 K = 1131 R

Aliran Feed Reaktor WGS

Rate massa masuk = 511.733,17 kg/jam = 142,148 kg/s
 Rate mol masuk = 26932,12 kmol/jam = 7,48 kmol/s
 μ_{feed} = 0,0237 cp (Hysys)
 ρ_{feed} = 10,9 kg/m³ (Hysys)
 Volumetric rate masuk = 46948,00 m³/jam = 13,04 m³/s

Katalis yang digunakan : CoMo.Al₂O₃

Bentuk = *Cylindrical pellets*
 Bulk density (ρ_p) = 3,18 g/cm³ = 3180 kg/m³
 Surface Area (Used) = 124 m²/g
 Diameter = 3 mm = 0,003 m
 Panjang = 4 mm = 0,004 m
 Void Fraction, ϵ = 0,57

(Hakkarainen dan Salmi, 1993)

1. Menghitung volume total katalis

Residence time = 2 s (Basile dkk., 2015)

Volume gas di reaktor = Volumetric rate masuk \times Residence time
 = 13,04 m³/s \times 2 s

Volume gas di reaktor = 26,08 m³

GHSV = 12500 h⁻¹ = $\frac{\text{volume gas per jam}}{\text{volume katalis}}$

(Johnson Matthey, 2015)

Volume katalis = $\frac{\text{volume gas per jam}}{\text{GHSV}} = \frac{46948,00}{12500}$
 = 3,76 m³

$$\begin{aligned} \text{Massa katalis} &= \text{Volume katalis} \times \text{Bulk density } (\rho_p) \\ &= 3,76 \times 3180 \\ &= 11943,6 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas+katalis} &= \text{Volume gas di reaktor} + \text{Volume katalis} \\ &= 26,08 + 3,76 \\ &= 29,84 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Ditetapkan: katalis dan *feed* akan mengisi 75% dari volume reaktor, maka:

$$\text{Volume reaktor} = \frac{100\%}{75\%} \times \text{Volume gas+katalis} = \frac{100\%}{75\%} \times 29,84$$

$$\text{Volume reaktor} = 39,78 \text{ m}^3 = 1404,97 \text{ ft}^3$$

Diambil $L_s/D = 1,5$

$$L_s = 1,5 \text{ Di}$$

$$\text{Volume tutup atas dan bawa} = 2 \times 0,0847 \text{ Di}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1}{4} \times (\pi \text{ Di}^2 L_s) + 2 \times 0,0847 \times \text{Di}^3$$

$$1404,97 = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi \text{ Di}^3) + 0,1694 \times \text{Di}^3$$

$$5619,90 = 4,8794 \times \text{Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 1151,760$$

$$\text{Di} = 10,48 \text{ ft} = 3,19 \text{ m} = 125,79 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi } (L_s) = 15,72 \text{ ft} = 4,79 \text{ m} = 188,68 \text{ in}$$

3. Menghitung tekanan desain

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 1,1 \times 29,71$$

$$P_{\text{desain}} = 32,68 \text{ bar} = 473,97 \text{ psi}$$

4. Menghitung tebal bejana

Perhitungan tebal bejana (Brownell,1959):

$$P = 32,7 \text{ bar} = 32,2589 \text{ atm} = 473,97 \text{ psi}$$

$$\text{Di} = 10,5 \text{ ft} = 125,79 \text{ in}$$

$$R = \text{Di} / 2 = 62,89 \text{ in}$$

$$f = 111000 \text{ psi (bahan Hastelloy C-22)}$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

$$E = 0,8 \text{ tipe las double welded butt joint}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \times \text{Di}}{2 (fE - 0,6 P)} + C && \text{(Brownell, 1959)} \\ &= \frac{473,97 \times 125,79}{2 (111000 \times 0,8 - 0,6 \times 474,0)} + 0,125 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
t_s &= 0,4618 \text{ in} \\
t_s &= 0,5000 \text{ in (Standarisasi } t_s, \text{ Tabel 5.7)} \\
OD &= Di + 2t_s = 125,79 + 2 \times 0,5000 \\
OD &= 126,8 \text{ in} \\
OD &= 132,0 \text{ in (Standarisasi OD, Tabel 5.7)} \\
OD &= 3,4 \text{ m} \\
Di \text{ baru} &= OD - 2t_s = 132,00 - 2 \times 0,5000 \\
&= 131,0 \text{ in} = 10,92 \text{ ft} = 3,327 \text{ m} \\
Ls \text{ baru} &= 1,5 Di = 196,50 \text{ in} = 16,38 \text{ ft} = 4,99 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah (Brownell, 1959) :

Tutup bagian atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Bahan konstruksi yang digunakan adalah hastelloy C-22

$$\begin{aligned}
t_{ha} &= \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0,1P} + C \\
&= \frac{0,885 \times 473,97 \times 62,89}{(111000 \times 0,8 - 0,1 \times 474,0)} + 0,125
\end{aligned}$$

$$t_{ha} = 0,4222 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 0,4375 \text{ in (Standarisasi } t_{ha}, \text{ Tabel 5.7)}$$

$$t_{hb} = 0,4375 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 \times Di = 0,169 \times 10,92 = 1,84 \text{ ft}$$

$$ha = 22,1 \text{ in}$$

$$hb = 22,1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi total} &= Ls + ha + hb \\
&= 196,5 + 22 + 22 \\
&= 240,8 \text{ in} = 20,1 \text{ ft} = 6,12 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter *Nozzle*

Mencari *compressibility factor* (Z):

$$Z = \frac{PV}{RT} ; \quad (\text{Smith dkk., 2018})$$

$$\text{dimana: } R = 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$$

$$V = 46948,0 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,74 \text{ m}^3/\text{kmol}$$

$$Z = \frac{29,33 \text{ atm} \times 1,74 \text{ m}^3/\text{kmol}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K} \times 628,2 \text{ K}}$$

$$Z = 0,992$$

$$\text{Rate masuk} = 1.128.371,6 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = 1.657.968,5 \text{ ft}^3/\text{jam} = 39.791.244,39 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\rho \text{ larutan} = 10,9 \text{ kg/m}^3 = 0,68 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = \text{specific gravity} = 0,5144 \quad (\text{Hysys})$$

Menghitung diameter dalam pipa:

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{Q \left(\frac{ZTG}{P} \right)} \quad \text{dimana: } Q \text{ (ft}^3\text{/hari)}$$

T (R) dan P (psia)
(Whitesides, 2015)

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{39.791.244,39 \left(\frac{0,992 \times 1131 \times 0,514}{430,87} \right)}$$

$$d = 6,79 \text{ in}$$

Dipakai diameter *standard* (Bahan pipa: *steel* (IPS)) = 8 in sch 80 (Kern, 1950)

ID = 7,625 in = 0,635 ft

OD = 8,625 in = 0,719 ft

A = 45,7 in² = 0,317 ft²

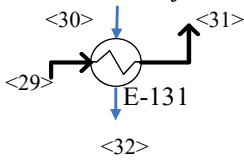
$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{461 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,32 \text{ ft}^2} = 1451,176 \text{ ft/dt}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 7,625 in = 0,194 m

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Water Gas Shift Reactor</i>
Kode Alat	=	R-120
Fungsi	=	Mereaksikan CO dan H ₂ O menjadi H ₂ dan CO ₂
Suhu operasi	=	355,00 °C
Tekanan operasi	=	29,71 bar
Flowrate	=	46948,00 m ³ /jam
Volume reaktor	=	39,78 m ³
Diameter dalam (ID)	=	131,00 in = 3,33 m
Diameter luar (OD)	=	132,00 in = 3,35 m
Tinggi total	=	6,12 m
Tebal silinder	=	0,5000 in = 0,013 m
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	0,4375 in = 0,011 m
Tipe tutup bawah	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	=	0,4375 in = 0,011 m
Jumlah (Unit)	=	1 buah

18. Water Gas Shift Cooler (E-131)



Hot fluid: Syngas

Cold fluid: Cooling water

<29> $T_1 = 372,2 \text{ }^\circ\text{C}$

<30> $t_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 701,9 \text{ }^\circ\text{F}$

$= 86,0 \text{ }^\circ\text{F}$

<31> $T_2 = 180,0 \text{ }^\circ\text{C}$

<32> $t_2 = 80,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 356,0 \text{ }^\circ\text{F}$

$= 176,0 \text{ }^\circ\text{F}$

Jumlah = 3

Dari neraca massa:

Dari neraca energi:

$W = 511733 \text{ kg/jam}$

$w = 892416 \text{ kg/jam}$

$= 1128372 \text{ lb/jam}$

$= 1967777 \text{ lb/jam}$

$= 376124 \text{ lb/cooler}$

$= 655926 \text{ lb/cooler}$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 186700777 \text{ kJ/hr} = 176967561 \text{ Btu/hr}$

$= 62233592,3 \text{ kJ/hr.cooler} = 58989187 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. Syngas

2. Cooling water

$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$

$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$

$C_p = \frac{58989187,04}{376124 \times 345,9}$

$C_p = \frac{58989187,04}{655926 \times 90}$

$C_p = 0,4534 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

$C_p = 0,9993 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
701,9	Suhu tinggi	176,0	525,9	Δt_2
356,0	Suhu rendah	86,0	270,0	Δt_1
			255,9	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{255,9}{2,3 \log (525,92/270)} = 384,276 \text{ }^\circ\text{F}$

Digunakan type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger

$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 3,844$

$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,146$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$F_T = 0,99108$

$True LMTD = F_T \times LMTD = 0,99108 \times 384,276$

$True LMTD = 380,85 \text{ }^\circ\text{F}$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(701,92 + 356,00)}{2} = 529,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 176)}{2} = 131 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 50 \text{ (Range water-gases 2-50) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{desain} = 1,1 \times Q_{operasi} = 1,1 \times 58989187 = 64888106 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{64888105,74}{50 \times 380,85} = 3407,54 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{3407,54}{20 \times 0,2618} = 650,791$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$Nt = 664$$

$$\text{Shell ID} = 37,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 664 \times 20 \times 0,2618$$

$$A = 3476,70 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt \text{ awal}}{Nt \text{ std}} \times Ud = \frac{650,791}{664} \times 50$$

$$Ud = 49,01 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 37,00 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 27,00 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 9	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,72 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,902 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 1 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 18		
	L	= 20 ft	(panjang tube)	
	n	= 2 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 664	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,262 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)
	a't	= 0,639 in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10)

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS

Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
<p>(d) <i>Flow area</i></p> $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{37,00 \times 0,25 \times 27,00}{144 \times 1,25}$ $a_s = 1,3875 \text{ ft}^2$ <p>(e) <i>Mass velocity</i></p> $G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{376124}{1,3875}$ $G_s = 271080 \text{ lb/hr.ft}^2$ <p>(f) <i>De dan Re</i></p> $d_e = 0,72 \text{ in}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,021 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,051 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 271080}{0,051}$ $Re_s = 321579$ <p>(g) j_H</p> $j_H = 325 \quad (\text{fig. 28})$ <p>(h) $h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$</p> $k = 0,06024 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ (Hysys) $c = 0,4534 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ $h_o = 236,482 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$a't = 0,639$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{664 \times 0,639}{144 \times 2}$ $a_t = 1,473 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{655926}{1,473}$ $G_t = 445224 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{445223,6112}{3600 \times 61,45}$ $V = 2,01258 \text{ ft/s}$ $D = 0,902 \text{ in} = 0,075 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,501 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,212 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,075 \times 445224}{1,212}$ $Re_t = 27608,1$ <p style="text-align: right;">(fig. 25)</p> $h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,90}{1,00}$ $h_{io} = 613,36 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
<p>(i) <i>Evaluasi Uc</i></p> $Uc = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{613,36 \times 236,482}{(613,36 + 236,48)} = 170,677 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	

(j) Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 a''t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 A &= Nt \times L \times a''t = 664 \times 20 \times 0,2618 \\
 A &= 3476,7 \text{ ft}^2 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{58989187,04}{3476,704 \times 380,85} \\
 Ud &= 44,5503 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(k) Dirt factor, Rd

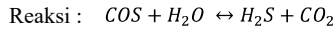
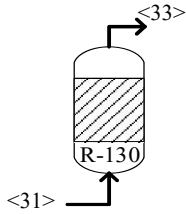
$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(170,68 - 44,55)}{170,68 \times 44,55} \\
 Rd &= 0,01659 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > \text{ dari Rd required} \\
 Rd \text{ required} &= 0,0020
 \end{aligned}$$

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 321579$ $f = 0,0013$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 27608,1$ $f = 0,00021$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 20}{27,00}$ $N+1 = 8,889 = 9$ $ID_s = 37,00 \text{ in} = 3,08 \text{ ft}$ $sg = 0,5144$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,00021 \times 445.223,6^2 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,075 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,4244 \text{ psi}$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0013 \times 271.080,3^2 \times 3,08 \times 9}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,514}$ $\Delta P_s = 1,6454 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,1135 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_s = 2 \text{ psi}$	$G_t = 445224 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,03$ (fig. 27) $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{8}{1} \times 0,03$ $\Delta P_r = 0,24 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 0,6644 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,0458 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_T = 10 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Water Gas Shift Cooler</i>
Kode	=	E-131
Fungsi	=	Mendinginkan syngas dari 372,2°C ke 180°C
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 29	= 372,2 °C
	CW (30)	= 30,0 °C
Suhu keluar	Arus 31	= 180,0 °C
	CW (32)	= 80 °C
Shell	ID	= 37,0 in = 0,940 m
	Baffle	= 27,0 in = 0,686 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,645 psi = 0,113 bar
Tube	OD	= 1,000 in = 0,025 m
	ID	= 0,902 in = 0,023 m
	BWG	= 18 in = 0,457 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,032 m
	Panjang	= 20 ft = 6,096 m
	Jumlah	= 664
	Passes	= 2
	ΔP	= 0,664 psi = 0,046 bar
Rd		= 0,017 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 3477 ft ² = 323,0 m ²
Jumlah		= 3 buah

19. COS Hydrolizer (R-130)

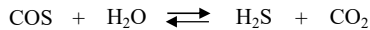


Fungsi : Tempat terjadinya reaksi COS menjadi H₂S

Tipe : *Fixed Bed Reactor*

Cara Kerja :

- 1 *Syngas* masuk reaktor *COS hydrolysis* dari bawah dan keluar ke atas.
- 2 Reaktor berupa *fixed bed reactor* dimana katalis dikandungkan di dalam bed.
- 3 *Syngas* berkontak dengan katalis dalam *bed* dan bereaksi sesuai persamaan:



Data Kondisi :

Tekanan = 29,49 bar = 29,12 atm = 427,78 atm

Suhu = 180 °C = 453,15 K = 816 R

Yang akan dicari :

1. Kebutuhan katalis
2. Diameter dan tinggi reaktor
3. Tekanan Desain
4. Tebal tangki

Rate massa masuk = 511.733,17 kg/jam = 142,15 kg/s

Rate mol masuk = 26.932,13 kmol/jam = 7,48 kmol/s

μ_{feed} = 0,01819 cp (Hysys)

ρ_{feed} = 14,94 kg/m³ (Hysys)

Volumetric rate masuk = 34252,55 m³/jam = 9,51 m³/s

Reaktor COS menggunakan katalis *activated alumina* dengan data sebagai berikut.

Bentuk = *Sphere*

Bulk density (ρ_p) = 48 lb/ft³ = 770 kg/m³

Surface Area = 330 m²/g

(Delta, 2017)

Diameter (D_p) = 4 mm = 0,004 m

(Henan Kingway Chemicals, 2020)

1. Menghitung kebutuhan katalis

Residence time = 1 s (Yoshii dkk., 2010)

$$\begin{aligned} \text{Volume gas di reaktor} &= \text{Volumetric rate masuk} \times \text{Residence time} \\ &= 9,51 \text{ m}^3/\text{s} \times 1 \text{ s} \end{aligned}$$

$$\text{Volume gas di reaktor} = 9,51 \text{ m}^3$$

$$\text{GHSV} = 1000 \text{ h}^{-1} = \frac{\text{volume gas per jam}}{\text{volume katalis}}$$

(Yi dkk., 2010)

$$\begin{aligned} \text{Volume katalis} &= \frac{\text{volume gas per jam}}{\text{GHSV}} = \frac{9,51}{1000} \\ &= 0,01 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa katalis} &= \text{Volume katalis} \times \text{Bulk density} (\rho_p) \\ &= 0,01 \times 770 \\ &= 7,32624 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume gas+katalis} &= \text{Volume gas di reaktor} + \text{Volume katalis} \\ &= 9,51 + 0,01 \\ &= 9,52 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

2. Menghitung diameter dan tinggi reaktor

Ditetapkan: katalis dan *feed* akan mengisi 75% dari volume reaktor, maka:

$$\text{Volume reaktor} = \frac{100\%}{75\%} \times \text{Volume gas+katalis} = \frac{100\%}{75\%} \times 9,52$$

$$\text{Volume reaktor} = 12,70 \text{ m}^3 = 448,46 \text{ ft}^3$$

Diambil $L_s/D = 1,5$

$$L_s = 1,5 \text{ Di}$$

$$\text{Volume tutup atas dan bawa} = 2 \times 0,0847 \text{ Di}^3$$

$$\text{Volume reaktor} = \frac{1}{4} \times (\pi \text{ Di}^2 L_s) + 2 \times 0,0847 \times \text{Di}^3$$

$$448,46 = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi \text{ Di}^3) + 0,1694 \times \text{Di}^3$$

$$1793,83 = 4,8794 \times \text{Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 367,634$$

$$\text{Di} = 7,16 \text{ ft} = 2,18 \text{ m} = 85,96 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (Ls)} = 10,75 \text{ ft} = 3,28 \text{ m} = 128,95 \text{ in}$$

3. Menghitung tekanan desain

$$P_{\text{desain}} = 1,1 \times P_{\text{operasi}} = 1,1 \times 29,49$$

$$P_{\text{desain}} = 32,44 \text{ bar} = 470,56 \text{ psi}$$

4. Menghitung tebal bejana

Perhitungan tebal bejana (Brownell,1959):

$$P = 32,4 \text{ bar} = 32,03 \text{ atm} = 470,56 \text{ psi}$$

$$D = 7,16 \text{ ft} = 85,96 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 R &= D / 2 = 42,98 \text{ in} \\
 f &= 111000 \text{ psi (bahan Hastelloy C-22)} \\
 c &= 0,125 \text{ in} \\
 E &= 0,8 \text{ tipe las double welded butt joint}
 \end{aligned}$$

$$t_s = \frac{P \times Di}{2 (fE - 0,6 P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= \frac{470,56 \times 85,96}{2 (111000 \times 0,8 - 0,6 \times 470,6)} + 0,125$$

$$t_s = 0,353 \text{ in}$$

$$t_s = 0,375 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_s, \text{ Tabel 5.7})$$

$$OD = Di + 2t_s = 85,96 + 2 \times 0,375$$

$$OD = 86,7 \text{ in}$$

$$OD = 90,0 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi OD, Tabel 5.7})$$

$$Di \text{ baru} = OD - 2t_s = 90,00 - 2 \times 0,375$$

$$= 89,3 \text{ in} = 7,438 \text{ ft}$$

$$Ls \text{ baru} = 1,5 Di = 133,88 \text{ in} = 11,16 \text{ ft}$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah (Brownell, 1959) :

Tutup bagian atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Bahan konstruksi yang digunakan adalah hastelloy C-22

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0,1P} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 470,56 \times 42,98}{(111000 \times 0,8 - 0,1 \times 470,6)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,3267 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 0,3750 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_{ha}, \text{ Tabel 5.7})$$

$$t_{hb} = 0,3750 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 \times Di = 0,169 \times 7,44 = 1,26 \text{ ft}$$

$$ha = 15,1 \text{ in}$$

$$hb = 15,1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi total} &= Ls + ha + hb \\
 &= 133,9 + 15 + 15 \\
 &= 164,0 \text{ in} = 13,7 \text{ ft} = 4,17 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

Mencari *compressibility factor* (Z):

$$Z = \frac{PV}{RT} ; \quad (\text{Smith dkk., 2018})$$

$$\text{dimana: } R = 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$V = 34252,6 \text{ m}^3 / \text{jam} = 1,27 \text{ m}^3 / \text{kmol}$$

$$Z = \frac{29,12 \text{ atm} \times 1,27 \text{ m}^3/\text{kmol}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 453,2 \text{ K}}$$

$$Z = 0,996$$

$$\text{Rate masuk} = 1.128.371,6 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = 1.209.629,0 \text{ ft}^3/\text{jam} = 29.031.095,31 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\rho \text{ larutan} = 14,9 \text{ kg/m}^3 = 0,93 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = \text{specific gravity} = 0,5144 \quad (\text{Hysys})$$

Menghitung diameter dalam pipa:

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{Q \left(\frac{ZTG}{P} \right)} \quad \text{dimana: } Q \text{ (ft}^3/\text{hari)} \\ T \text{ (R) dan } P \text{ (psia)} \\ (\text{Whitesides, 2015})$$

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{29.031.095,31 \left(\frac{0,996 \times 816 \times 0,514}{427,78} \right)}$$

$$d = 5,36 \text{ in}$$

Dipakai diameter *standard* (Bahan pipa: *steel* (IPS)) = 6 in sch 80 (Kern, 1950)

$$\text{ID} = 5,761 \text{ in} = 0,48 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 6,625 \text{ in} = 0,552 \text{ ft}$$

$$A = 26,1 \text{ in}^2 = 0,181 \text{ ft}^2$$

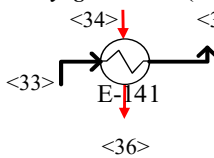
$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{336 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,18 \text{ ft}^2} = 1853,838 \text{ ft/dt}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 5,761 in = 0,146 m

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	COS <i>Hydrolizer</i>
Kode Alat	=	R-130
Fungsi	=	Tempat terjadinya reaksi COS menjadi H ₂ S
Temperatur operasi	=	180,00 °C
Tekanan operasi	=	29,49 bar
Flowrate	=	9,51 m ³ /s
Volume reaktor	=	12,70 m ³
Diameter dalam (ID)	=	89,25 in = 2,27 m
Diameter luar (OD)	=	90,00 in = 2,29 m
Tinggi total	=	4,17 m
Tebal silinder	=	0,375 in = 0,010 m
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	0,38 in = 0,010 m
Tipe tutup bawah	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	=	0,38 in = 0,010 m
Jumlah	=	1 buah

20. Syngas Heater (E-141)



Cold fluid: Syngas

Hot fluid: Steam

<33> $t_1 = 180,0 \text{ }^\circ\text{C}$

<34> $T_1 = 525,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 356,0 \text{ }^\circ\text{F}$

$= 977,0 \text{ }^\circ\text{F}$

<35> $t_2 = 360,0 \text{ }^\circ\text{C}$

<36> $T_2 = 400,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 680,0 \text{ }^\circ\text{F}$

$= 752,0 \text{ }^\circ\text{F}$

Jumlah = 4

Dari neraca massa:

Dari neraca energi:

$w = 511733 \text{ kg/jam}$

$W = 620035 \text{ kg/jam}$

$= 1128372 \text{ lb/jam}$

$= 1367178 \text{ lb/jam}$

$= 282093 \text{ lb/cooler}$

$= 341795 \text{ lb/cooler}$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 174657799 \text{ kJ/hr} = 165552416 \text{ Btu/hr}$

$= 43664449,7 \text{ kJ/hr.cooler} = 41388103,9 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. Syngas

2. Cooling water

$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$

$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$

$C_p = \frac{41388103,94}{282093 \times 324,0}$

$C_p = \frac{41388103,94}{341795 \times 225,0}$

$C_p = 0,4528 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

$C_p = 0,5382 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
977,0	Suhu tinggi	356,0	621,0	Δt_2
752,0	Suhu rendah	680,0	72,0	Δt_1
			549,0	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{549,0}{2,3 \log (621,00/72)} = 255,082 \text{ }^\circ\text{F}$

Digunakan type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger

$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,694$

$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,522$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$F_T = 0,97377$

$True LMTD = F_T \times LMTD = 0,97377 \times 255,082$

$True LMTD = 248,393 \text{ }^\circ\text{F}$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(977,00 + 752,00)}{2} = 864,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(356 + 680)}{2} = 518 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 50 \text{ (Range water-gases 5-50) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{desain} = 1,1 \times Q_{operasi} = 1,1 \times 41388103,9 = 43457509 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{43457509,13}{50 \times 248,39} = 3499,10 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 19 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{3499,10}{19 \times 0,2618} = 703,449$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$Nt = 736$$

$$\text{Shell ID} = 39,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 736 \times 19 \times 0,2618$$

$$A = 3661,01 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt \text{ awal}}{Nt \text{ std}} \times Ud = \frac{703,449}{736} \times 50$$

$$Ud = 47,79 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 39,00 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 25,00 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 10	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,72 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,902 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 1 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 18		
	L	= 19 ft	(panjang tube)	
	n	= 2 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 736	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,262 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)
	a't	= 0,639 in ²	(Luas penampang aliran)	(tabel 10)

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran dingin, <i>syngas</i>)	Bagian Tube (aliran panas, <i>steam</i>)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{39,00 \times 0,25 \times 25,00}{144 \times 1,25}$ $a_s = 1,354 \text{ ft}^2$	$a't = 0,639$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{736 \times 0,639}{144 \times 2}$ $a_t = 1,633 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{282093}{1,35417}$ $G_s = 208315 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{341795}{1,633}$ $G_t = 209305 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{209304,6948}{3600 \times 0,81}$ $V = 71,4078 \text{ ft/s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,72 \text{ in}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,021 \text{ cp}$ (Hysys) $\mu = 0,050 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 208315}{0,050}$ $Re_s = 249148$	$D = 0,902 \text{ in} = 0,075 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,027 \text{ cp}$ (fig. 14) $\mu = 0,066 \text{ lb/ft.hr}$</p> $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,075 \times 209305}{0,066}$ $Re_t = 239100$
(g) j_H	
$j_H = 280 \quad (\text{fig. 28})$	
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/D_e) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,05970 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F} \text{ (Hysys)}$ $c = 0,4528 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ $h_o = 201,887 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$	$h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{1500 \times 201,887}{(1.500,00 + 201,89)} = 177,938 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 736 \times 19 \times 0,2618$$

$$A = 3661,01 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{41388103,94}{3661,011 \times 248,393}$$

$$Ud = 45,513 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(177,94 - 45,51)}{177,94 \times 45,51}$$

$$Rd = 0,01635 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required}$$

$$Rd \text{ required} = 0,0020$$

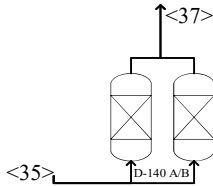
EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 249148$	(1) $Re_t = 239100$
$f = 0,0014$ (fig. 29)	$f = 0,00013$ (fig. 26)
	$s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i>	
$N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 19}{25,00}$	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$
$N+1 = 9,120 = 10$	$\Delta P_t = \frac{0,00013 \times 209.304,7^2 \times 19 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,075 \times 1}$
$ID_s = 39,00 \text{ in} = 3,25 \text{ ft}$	$\Delta P_t = 0,0552 \text{ psi}$
$sg = 0,5144$ (Hysys)	$G_t = 209305 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$	$\frac{V^2}{2g} = 0,006$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{0,00135 \times 208.314,8^2 \times 3,25 \times 10}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,514}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{8}{1} \times 0,006$
$\Delta P_s = 1,1818 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0,048 \text{ psi}$
$\Delta P_s = 0,0815 \text{ bar}$	$\Delta P_T = P_t + P_r$
<i>Allowable</i> $\Delta P_s = 2 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 0,1032 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = 0,0071 \text{ bar}$
	<i>Allowable</i> $\Delta P_T = 1 \text{ psi}$

(Kern, 1950)

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Syngas Heater</i>
Kode	=	E-141
Fungsi	=	Memanaskan <i>syngas</i> dari 180°C ke 360°C
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 33	= 180,0 °C
	<i>Steam (34)</i>	= 525,0 °C
Suhu keluar	Arus 35	= 360,0 °C
	<i>Steam (36)</i>	= 400 °C
Shell	ID	= 39,0 in = 0,991 m
	Baffle	= 25,0 in = 0,635 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,182 psi = 0,082 bar
Tube	OD	= 1,000 in = 0,025 m
	ID	= 0,902 in = 0,023 m
	BWG	= 18 in = 0,457 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,032 m
	Panjang	= 19 ft = 5,791 m
	Jumlah	= 736
	Passes	= 2
	ΔP	= 0,103 psi = 0,007 bar
Rd		= 0,016 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 3661 ft ² = 340,1 m ²
Jumlah		= 4 buah

21. Desulphurizer Tank (D-140 A/B)

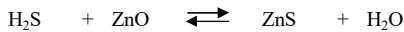


Fungsi : Mengurangi kadar sulfur dalam bentuk H_2S hingga $\leq 0,1$ ppm

Prinsip kerja alat :

1. Syngas mengandung H_2S dari Gasifier menuju tangki desulfurizer

Reaksi antara seng oksida dengan H_2S mengikuti reaksi kesetimbangan berikut.



Konversi H_2S diharapkan 100%.

Suhu operasi adsorpsi adalah sekitar $360^\circ C$.

2. Tangki desulfurizer memiliki unggun katalis (*catalyst bed*) yang mengandung katalis BASF R5-12. Katalis R5-12 merupakan katalis seng oksida berukuran 4 mm. Katalis ini disarankan beroperasi pada rentang suhu antara $200-400^\circ C$. Kapasitas adsorpsi katalis ini sekitar 29 lb sulfur per 100 lb katalis atau sekitar 29%w.

(BASF, 2002)

Kondisi operasi :

$$\text{Suhu} = 360^\circ C = 633,2 K = 1140 R$$

$$\text{Tekanan} = 29,31 \text{ bar}$$

Yang akan dicari :

1. Spesifikasi tangki, meliputi bentuk, diameter, tinggi, tebal, volume, jumlah, dan bahan konstruksi tangki.
2. Volume katalis (ZnO)

Perhitungan:

Komposisi gas masuk =

Komponen	kg/jam	kmol/jam
CH_4	14920,80	932,55
CO	121338,28	4333,51
CO_2	326113,59	7411,67
H_2	26028,89	13014,44
H_2S	418,22	12,30
COS	0,00	0,00
N_2	2283,01	81,54
H_2O	20630,00	1146,11
Total	511732,79	26932,12

$$\begin{aligned}\mu_{\text{feed}} &= 0,02333 \text{ cp} && (\text{Hysys}) \\ \rho_{\text{feed}} &= 10,52 \text{ kg/m}^3 && (\text{Hysys}) \\ \text{Volumetric rate masuk} &= 48643,80 \text{ m}^3/\text{jam} = 13,51 \text{ m}^3/\text{s}\end{aligned}$$

Asumsi :

- Gas H₂S terserap dengan sempurna oleh katalis ZnO.
- ZnO dapat mengurangi kadar H₂S sampai dibawah 0,1 ppm sehingga dapat diabaikan.

(Higman, 2008)

Dibutuhkan jumlah tangki untuk mengurangi H₂S sebanyak 2 buah *desulfurizer tank* yang disusun paralel dengan 1 buah *running* & 1 buah *stand-by*.

$$\begin{aligned}\text{H}_2\text{S yang bereaksi dengan katalis} &= 12,30 \text{ kmol/jam} \\ &= 418,22 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{maka S (sulfur) yang diserap oleh katalis} = 393,621 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah katalis dengan kapasitas adsorpsi S 29\% berat} = 1357,31 \text{ kg/jam}$$

Apabila umur katalis 6 bulan / 165 hari maka jumlah katalis:

$$\text{Jumlah katalis} = 1357 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 165 \text{ hari} = 5374963 \text{ kg}$$

(Higman, 2008)

$$\rho_{\text{katalis}} = \rho_{\text{ZnO}} = 5606 \text{ kg/m}^3$$

(AZO M, 2020)

$$\text{Volume katalis} = \frac{\text{massa katalis}}{\rho_{\text{katalis}}} = \frac{5374963 \text{ kg}}{5606 \text{ kg/m}^3}$$

$$\text{Volume katalis} = 958,79 \text{ m}^3$$

Perhitungan ukuran bejana

Asumsi : Volume katalis menempati 75% volume total tangki

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{Volume katalis}}{75\%} = \frac{958,79}{75\%}$$

$$= 1278,38 \text{ m}^3$$

$$= 45146,1 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi bejana (L)} = 1,5 \text{ Di}$$

$$\text{Volume tutup atas dan bawah} = 2 \times 0,0847 \text{ D}^3$$

$$\text{Volume tangki} = \frac{1}{4} \times (\pi \text{ Di}^2 \text{ Ls}) + 2 \times 0,0847 \times \text{Di}^3$$

$$45146,11 = \frac{1}{4} \times (1,5 \pi \text{ Di}^3) + 0,1694 \times \text{Di}^3$$

$$180584,44 = 4,8794 \times \text{Di}^3$$

$$\text{Di}^3 = 37009,56$$

$$\text{Di} = 33,33 \text{ ft} = 10,16 \text{ m} = 399,90 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi silinder} = 49,99 \text{ ft} = 15,24 \text{ m} = 599,85 \text{ in}$$

Perhitungan tebal bejana (Brownell,1959):

$$P = 29,3 \text{ bar} = 28,9363 \text{ atm} = 425,15 \text{ psi}$$

$$D = 33,3 \text{ ft} = 399,90 \text{ in}$$

$$R = D / 2 = 199,95 \text{ in}$$

$$f = 111000 \text{ psi (bahan Hastelloy C-22)}$$

$$c = 0,125 \text{ in}$$

$$E = 0,8 \text{ tipe las double welded butt joint}$$

$$t_s = \frac{P \times Di}{2 (fE - 0,6 P)} + C \quad (\text{Brownell, 1959})$$

$$= \frac{425,15 \times 399,90}{2 (111000 \times 0,8 - 0,6 \times 425,1)} + 0,125$$

$$t_s = 1,085 \text{ in}$$

$$t_s = 1,125 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_s, \text{ Tabel 5.7})$$

$$OD = Di + 2t_s = 399,90 + 2 \times 1,1250$$

$$OD = 402,2 \text{ in} = 10,21 \text{ m}$$

Perhitungan tebal tutup atas dan bawah (Brownell, 1959) :

Tutup bagian atas dan bawah berbentuk *standard dished head*

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Hastelloy C-22

$$t_{ha} = \frac{0,885 \times P \times r}{fE - 0,1P} + C$$

$$= \frac{0,885 \times 425,15 \times 199,95}{(111000 \times 0,8 - 0,1 \times 425,1)} + 0,125$$

$$t_{ha} = 0,973 \text{ in}$$

$$t_{ha} = 1,00 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_{ha}, \text{ Tabel 5.7})$$

$$\text{Tinggi tutup} = 0,169 \times Di = 0,169 \times 33,33 = 5,63 \text{ ft}$$

$$ha = 67,6 \text{ in} = 1,7 \text{ m}$$

$$hb = 67,6 \text{ in} = 1,7 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi tangki tot} &= L_s + ha + hb \\ &= 599,9 + 68 + 68 \\ &= 735 \text{ in} = 61,3 \text{ ft} = 18,7 \text{ m} \end{aligned}$$

Bahan Hastelloy C-22

Perhitungan diameter Nozzle

Mencari *compressibility factor (Z)*:

$$Z = \frac{PV}{RT} ; \quad (\text{Smith dkk., 2018})$$

$$\text{dimana: } R = 0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm} / \text{kmol} \cdot \text{K}$$

$$V = 48643,8 \text{ m}^3 / \text{jam} = 1,81 \text{ m}^3 / \text{kmol}$$

$$Z = \frac{28,94 \text{ atm} \times 1,81 \text{ m}^3/\text{kmol}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm}/\text{kmol} \cdot \text{K} \times 633,2 \text{ K}}$$

$$Z = 1,006$$

$$\text{Rate masuk} = 1.128.370,8 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Rate Volumetrik (Q)} = 1.717.855,9 \text{ ft}^3/\text{jam} = 41.228.540,60 \text{ ft}^3/\text{hari}$$

$$\rho \text{ larutan} = 10,5 \text{ kg/m}^3 = 0,66 \text{ lb/ft}^3$$

$$G = \text{specific gravity} = 0,5144 \quad (\text{Hysys})$$

Menghitung diameter dalam pipa:

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{Q \left(\frac{ZTG}{P} \right)} \quad \text{dimana: } Q \text{ (ft}^3/\text{hari)} \\ T \text{ (R) dan } P \text{ (psia)} \\ \text{(Whitesides, 2015)}$$

$$d = 0,001 \sqrt[0,25]{41.228.540,60 \left(\frac{1,006 \times 1140 \times 0,514}{425,14} \right)}$$

$$d = 6,97 \text{ in}$$

Dipakai diameter *standard* (Bahan: *steel* (IPS)) = 8 in sch 80 (Kern, 1950)

$$\text{ID} = 7,625 \text{ in} = 0,635 \text{ ft}$$

$$\text{OD} = 8,625 \text{ in} = 0,719 \text{ ft}$$

$$A = 45,7 \text{ in}^2 = 0,317 \text{ ft}^2$$

$$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{477 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,32 \text{ ft}^2} = 1503,594 \text{ ft/dt}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 7,625 in = 0,194 m

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Desulphurizer Tank</i>
Kode Alat	=	D-140A/B
Fungsi	=	Mengurangi kadar S dalam bentuk H ₂ S hingga ≤ 0,1 ppm
Suhu operasi	=	360,00 °C
Tekanan operasi	=	29,31 bar
Feed	=	511733 kg/jam
Diameter dalam	=	399,90 in = 10,16 m
Diameter luar	=	402,15 in = 10,21 m
Tinggi total	=	18,67 m
Tebal silinder	=	1,125 in = 0,029 m
Tipe tutup	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	1,00 in = 0,025 m
Tebal tutup bawah	=	1,00 in = 0,025 m
Jumlah (Unit)	=	1 pasang unit = 2 unit

21. SYNGAS COMPRESSOR (G-211)

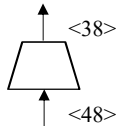
Fungsi : Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses

Type : *Centrifugal Compressor*

Jumlah : 1 buah

Data operasi :

Suhu masuk (T_1)	=	298,2 °C	=	569 °F	
Suhu keluar (T_2)	=	380,0 °C	=	716 °F	
Tekanan masuk (P_1)	=	30 bar	=	435,1 psia	= 3000 kPa
Tekanan keluar (P_2)	=	50 bar	=	725,2 psia	= 5000 kPa
Rate massa	=	737.780	kg/jam		
Densitas	=	19,07 kg/m ³	(hysys)		
Rate volume	=	38688,01	m ³ /jam	=	10,75 m ³ /s



A. Kondisi Operasi

1. Tekanan Suction, P_s (psia)

$$P_s = P \text{ gas masuk}$$

$$P_s = 435,1 \text{ psia}$$

2. Temperatur Suction, T_s (°R)

$$T_s = 298,2 \text{ °C} = 571,4 \text{ K}$$

3. Tekanan Discharge, P_d (psia)

$$P_d = P \text{ gas keluar}$$

$$P_d = 725,2 \text{ psia}$$

3. Temperatur Discharge, T_d (°R)

$$T_d = 380,0 \text{ °C} = 573,8 \text{ K}$$

4. Overall compresor ratio, R_c (*Ludwig vol III, pers.(12-36)*)

$$R_c = \frac{P_d}{P_s} = \frac{725,2}{435,1} = 1,67$$

$$R_c \text{ maks/stage} = 4,5 \text{ (Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369)}$$

B. Perhitungan BHP

$$\gamma_{\text{mix}} = 1,259$$

$$\eta_p = 0,7622$$

- a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1,3697$$

b. Brake horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} V}{\eta p} \times \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -2,3E+07 \text{ watt}$$

$$= -23168,6 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 31069,59 \text{ hp}$$

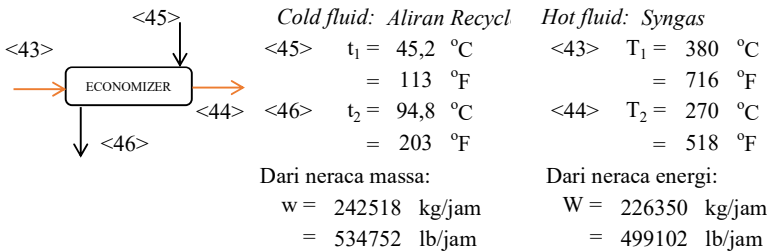
Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	Syngas Compressor
Kode Alat	=	G-211
Type	=	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Stage	=	1
Bahan	=	<i>Carbon Steel</i>
Kondisi Operasi	=	Ps = 435,11 psi = 30,00 bar
	=	Pd = 725,19 psi = 50,00 bar
	=	Ts = 298,2 °C
	=	Td = 380,00 °C
Kapasitas(Kg/h)	=	737.780,31
Power (hp)	=	31.069,59

22. Economizer (E-212)

Fungs Mendinginkan Syngas dari 380 °C menjadi 270°C

Jumlah = 1



(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$Q = 170887644 \text{ kJ/hr} = 161978809 \text{ Btu/hr}$$

$$= 170887644 \text{ kJ/hr} = 161978809 \text{ Btu/hr}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. Aliran Recycle

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{161978809,4}{534752 \times 89,2}$$

$$C_p = 3,3962 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

2. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{161978809,4}{499102 \times 198}$$

$$C_p = 1,6391 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
716,0	Suhu tinggi	113,4	602,6	Δt_2
518,0	Suhu rendah	202,6	315,4	Δt_1
			287,2	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{287,2}{2,3 \log (602,59/315)} = 444,103 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 2,22 \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,148$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,99646$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99646 \times 444,103$$

$$\text{True LMTD} = 442,531 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(716,00 + 518,00)}{2} = 617,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{113,414 + 202,604}{2} = 158,009 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 450 \text{ (Range aq solutions tipe exchanger 250-500) (Tabel 8.App.)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 161978809 = 170077750 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{170077749,89}{450 \times 442,53} = 854,06 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,1963 \text{ (OD tube = 3/4 in; Tabel 10)}$$

$$L = 16 \text{ ft (umunya 12 ft -20 ft)}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{854,06}{16 \times 0,1963} = 271,926$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 15/16 in. *triangular pitch*

$$N_t = 282$$

$$\text{Shell ID} = 19,25 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 282 \times 16 \times 0,1963$$

$$A = 885,71 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{271,926}{282} \times 450$$

$$U_d = 433,9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

$$\text{Bagian Shell : ID}_s = 19,25 \text{ in (diameter dalam shell)}$$

$$B = 3,85 \text{ in (baffle spacing)}$$

$$N+1 = 10 \text{ (Jumlah baffle)}$$

$$n' = 1 \text{ passes (jumlah passes pada shell)}$$

$$d_e = 0,55 \text{ in (diameter ekivalen) (fig. 28)}$$

$$\text{Bagian Tube : ID}_t = 0,584 \text{ in (diameter dalam tube) (tabel 10)}$$

$$\text{OD}_t = 0,75 \text{ in (diameter luar tube)}$$

$$\text{BWG} = 14 \text{ (umunya 12,14,16,18,20)}$$

$$L = 16 \text{ ft (panjang tube)}$$

$$n = 2 \text{ passes (jumlah passes pada tube) (tabel 9)}$$

$$N_t = 282 \text{ (Jumlah tube) (tabel 9)}$$

$$P_T = 0,938 \text{ in (Jarak antara sumbu tube)}$$

$$C' = 0,188 \text{ in (Jarak antara diameter luar tube)}$$

$$a''t = 0,196 \text{ ft}^2 \text{ (Luas permukaan panjang) (tabel 10)}$$

$$a_t = 0,153 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran dingin, recycle)	Bagian Tube (aliran panas, syngas)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{19,3 \times 0,188 \times 3,9}{144 \times 0,9375}$ $a_s = 0,103 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,153$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{282 \times 0,153}{144 \times 2}$ $a_t = 0,150 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{534752}{0,10293}$ $G_s = 5195095,43 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{499102}{0,150}$ $G_t = 3333691 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{3333690,686}{3600 \times 1,72}$ $V = 536,864 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,55 \text{ in}$ $D_e = 0,046 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,02 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,04 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,046 \times 5195095}{0,037}$ $Re_s = 6473155,19$	$D = 0,584 \text{ in} = 0,049 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,03 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 0,07 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,049 \times 3333691}{0,068}$ $Re_t = 2377346$
(g) j_H	
$j_H = 800 \quad (\text{fig. 28})$	$h_i = 840 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{fig. 25})$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 840 \times \frac{0,58}{0,75}$ $h_{io} = 654,08 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,02106 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F} \quad (\text{Hysys})$ $c = 3,3962 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ $h_o = 665,422 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{654,08 \times 665,422}{(654,08 + 665,42)} = 329,851 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 a''t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 A &= Nt \times L \times a''t = 282 \times 16 \times 0,2618 \\
 A &= 1181,24 \text{ ft}^2 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{161978809,4}{1181,24 \times 442,531} \\
 Ud &= 309,867 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(329,85 - 309,87)}{329,85 \times 309,87} \\
 Rd &= 0,00020 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required} \\
 Rd \text{ required} &= 0,0002
 \end{aligned}$$

EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran dingin, recycle)	Bagian Tube (aliran panas, syngas)
(1) $Re_s = 6,47E+06$ $f = 0,0007$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 2,38E+06$ $f = 0,00012$ (fig. 26)
(2) Pressure drop $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 16}{3,85}$ $N+1 = 49,870 = 10$ $ID_s = 19,3 \text{ in} = 1,60 \text{ ft}$ $sg = 0,6676$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 Ln}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{fG_t 2Ln}{5,22 \times 10^{10} \times 0,049 \times 1}$ $\Delta P_t = 1,6799 \text{ psi}$ $G_t = 3333691 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,08$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{fG_s 2ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times 0,046 \times 0,668}$ $\Delta P_s = 1,8974 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,1309 \text{ bar}$ $Allowable \Delta P_s = 2 \text{ psi}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{8}{1,0} \times 0,08$ $\Delta P_r = 0,32 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 1,9999 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,1379 \text{ bar}$ $Allowable \Delta P_T = 2 \text{ psi}$

(Kern, 1950)

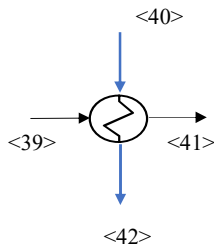
Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Economizer</i>
Kode	=	E-212
Fungsi	=	Mendinginkan syngas dari 380°C ke 270°C
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 45	= 45,2 °C
	Arus 43	= 380 °C
Suhu keluar	Arus 46	= 94,8 °C
	Arus 44	= 270 °C
Shell	ID	= 19,3 in = 0,49 m
	Baffle	= 3,9 in = 0,10 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 2 psi = 0,1 bar
Tube	OD	= 0,75 in = 0,02 m
	ID	= 0,58 in = 0,01 m
	BWG	= 14,0 in = 0,36 m
	Pitch	= 0,94 in = 0,02 m
	Panjang	= 16 ft = 0,41 m
	Jumlah	= 282
	Passes	= 2
	ΔP	= 2,0 psi
Rd	=	0,00020 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	=	1181 ft ² = 109,7 m ²
Jumlah	=	1 buah

23. Syngas Cooler II (E-213)

Fungsi : Mendinginkan Syngas dari 372.2 °C menjadi 190°C

Jumlah = 3



Hot fluid: Syngas

<39> $T_1 = 372 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 702 \text{ }^\circ\text{F}$

<41> $T_2 = 190 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 374 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca massa:

$W = 528150 \text{ kg/jam}$

$= 1,2\text{E}+06 \text{ lb/jam}$

$= 388191 \text{ lb/cooler}$

Cold fluid: Cooling water

<40> $t_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 86,0 \text{ }^\circ\text{F}$

<42> $t_2 = 40,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 104 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca energi:

$w = 873152 \text{ kg/jam}$

$= 1925301 \text{ lb/jam}$

$= 641767 \text{ lb/cooler}$

(a) *Heat balance*

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 209842484 \text{ kJ/hr} = 198902828 \text{ Btu/hr}$

$= 69947494,7 \text{ kJ/hr.cooler} = 66300942,8 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. *Syngas*

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{66300942,8}{388191 \times 327,9}$$

$C_p = 0,5208 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

2. *Cooling water*

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{66300942,8}{641767 \times 18}$$

$C_p = 5,7394 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$

(b) *True LMTD*

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	<i>Diff.</i>	
701,9	Suhu tinggi	104,0	597,9	Δt_2
374,0	Suhu rendah	86,0	288,0	Δt_1
			309,9	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{309,9}{2,3 \log (597,9 / 288)} = 424,736 \text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 18,22$

$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,029$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$F_T = 0,99862$

$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99862 \times 424,736$

$$\text{True LMTD} = 424,151 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(701,92 + 374,00)}{2} = 538,0 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 50 \text{ (Range water-gases 2-50) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 66300942,8 = 72931037 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{72931037,08}{50 \times 424,15} = 3438,92 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{3438,92}{20 \times 0,2618} = 656,783$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$N_t = 664$$

$$\text{Shell ID} = 37 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 664 \times 20 \times 0,2618$$

$$A = 3476,70 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{656,783}{664} \times 50$$

$$U_d = 49,46 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 37,0 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 9,3 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 7	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,72 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,834 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 1 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14		
	L	= 20 ft	(panjang tube)	
	n	= 2 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 664	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,262 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,218 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{37,0 \times 0,25 \times 9,25}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,47535 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,218$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{664 \times 0,218}{144 \times 2}$ $a_t = 0,503 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{388191}{0,47535}$ $G_s = 816646 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{641767}{0,503}$ $G_t = 1275111 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{1275110,994}{3600 \times 61,5}$ $V = 5,764 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,72 \text{ in}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,02 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,05 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 816646}{0,055}$ $Re_s = 893138$	$D = 0,834 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,07 \times 1275111}{1,212}$ $Re_t = 73108,3$
(g) j_H	
$j_H = 290 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,03246 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$ (Hysys) $c = 0,5208 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ $h_o = 150,362 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,83}{1,00}$ $h_{io} = 567,12 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{567,12 \times 150,362}{(567,12 + 150,36)} = 118,851 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 a''t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 A &= Nt \times L \times a''t = 664 \times 20 \times 0,2618 \\
 A &= 3476,7 \text{ ft}^2 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{66300942,8}{3476,70 \times 424,151} \\
 Ud &= 44,9605 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(118,85 - 44,96)}{118,85 \times 44,96} \\
 Rd &= 0,01383 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required} \\
 Rd \text{ required} &= 0,0020
 \end{aligned}$$

EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, syngas)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 893138$ $f = 0,0012$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 73108,3$ $f = 0,00013$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 20}{9,25}$ $N+1 = 25,946 = 7$ $ID_s = 37 \text{ in} = 3,08 \text{ ft}$ $sg = 0,6676$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,00013 \times 1.275.111,0^2 \times 20 \times 2}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,5826 \text{ psi}$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0012 \times 816.646,3^2 \times 3,08 \times 7}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,668}$ $\Delta P_s = 1,7959 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,1239 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_s = 2 \text{ psi}$	$G_t = 1275110,99 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,14$ (fig. 27) $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{8}{1} \times 0,14$ $\Delta P_r = 1,12 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 1,7026 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,1174 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Syngas Cooler II</i>
Kode	=	E-213
Fungsi	=	Mendinginkan syngas dari 372°C ke 190°C
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 39	= 372 °C
	CW (67)	= 30,0 °C
Suhu keluar	Arus 41	= 190 °C
	CW (68)	= 40 °C
Shell	ID	= 37,0 in = 0,94 m
	Baffle	= 9,3 in = 0,23 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,80 psi = 0,1 bar
Tube	OD	= 1,00 in = 0,03 m
	ID	= 0,83 in = 0,02 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,03 m
	Panjang	= 20 ft = 0,51 m
	Jumlah	= 664
	Passes	= 2
	ΔP	= 1,70 psi
Rd		= 0,0138 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 3477 ft ² = 322,99 m
Jumlah		= 3 buah

24. METHANOL REACTOR (R-210)

Fungsi : Mereaksikan CO dan CO₂ dengan H₂ menjadi metanol

Type : Packed Bed Reactor

Cara Kerja :

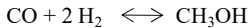
1. Reaktan masuk reaktor dari bawah dan keluar ke atas.
2. Reaktor berupa bejana bertekanan berisi bed katalis.
3. Inlet feed melalui gas-distributor berbentuk plate berlubang.

Kondisi Operasi

$$T = 281 \text{ } ^\circ\text{C} = 554 \text{ K} = 537,80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$P = 50,00 \text{ bar} = 49,35 \text{ atm} = 725,39 \text{ psia}$$

Reaksi yang terjadi :



Aliran Feed Reaktor Metanol

$$\text{Laju massa umpan} = 737.780,3 \text{ kg/jam}$$

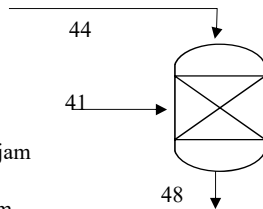
$$= 204,94 \text{ kg/s}$$

$$\text{Laju mol umpan} = 34924 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9,701 \text{ kmol/s}$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,026 \text{ cp} \quad \text{hysys}$$

$$\rho \text{ campuran} = 38,051 \text{ kg/m}^3 \quad \text{hysys}$$



Katalis yang digunakan : CuO-Al₂O₃-ZnO

Bentuk : Spherical Pellet

$$\text{Bulk density} : 1,19 \text{ gm/cm}^3 = 1190 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Surface Area} : 42 \text{ m}^2/\text{g}$$

$$\text{Diameter} : 5,4 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$$

$$\text{Void Fraction, } \epsilon : 0,29$$

(Matzen, 2015)

1) Menghitung Volume Total Katalis

Dari persamaan 3.1-38 Geankoplis :

$$Nre = \left[33,7^2 + 0,0408 \frac{Dp^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{1/2} - 33,7$$

$$Dp = 0,005 \text{ m}$$

$$Nre = 0,05870$$

Dari persamaan 3.1-15 Geankoplis

$$Nre = \frac{Dp \times G'}{(1 - \epsilon)\mu}$$

$$G' = 0,205 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$$

$$\text{Luas area yang dibutuhkan} = \underline{\underline{\text{Laju massa masuk}}}$$

$$\begin{aligned}
 & G' \\
 & = 998,82 \text{ m}^2 \\
 & = 10751 \text{ ft}^2 \\
 \text{Laju massa umpan} & = 204,939 \text{ kg/s} \\
 & = 737780 \text{ kg/jam} \\
 \text{Laju volumetrik umpan} & = 5,386 \text{ m}^3/\text{s} \\
 & = 19389249,00 \text{ liter/jam} \\
 \\
 \text{Residence time} & = 2,0 \text{ s} = 0,00056 \text{ jam} \\
 \text{Space velocity} & = 10000 \text{ h}^{-1} = \frac{\text{volume gas per jam}}{\text{volume katalis}} \\
 & \hspace{15em} (\text{Guo dkk., 2007}) \\
 \text{Volume katalis} & = \frac{\text{volume gas per jam}}{\text{space velocity}} = \frac{19389,249}{10000} \\
 & = 1,9389249 \text{ m}^3 \\
 \text{Massa katalis} & = \text{volume katalis} \times \text{bulk density} \\
 & = 2307,321 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

2) Perhitungan Ukuran Bejana

Asumsi :

$$L = 1,5 \quad D$$

$$\text{Ruang kosong} = 0,2 \quad V \quad (\text{Ulrich, Tabel 4-22, hal 217})$$

$$\text{Volume gas direaktor} = \text{volumetric rate masuk} \times \text{residence time}$$

$$V = 10,77 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume total (volume gas direaktor + volume ruang kosong)}$$

$$V = 12,93 \text{ m}^3$$

$$V = 0,25 \pi D^2 L$$

$$12,93 = 1,1775 D^3$$

$$D = 2,222 \text{ m} = 87,499 \text{ in}$$

sehingga,

$$\text{Tinggi reaktor (L)} = 3,334 \text{ m}$$

3) Perhitungan Tebal Bejana

$$P = 50,00 \text{ bar} = 725,389 \text{ psia}$$

$$D = 2,222 \text{ m} = 87,50 \text{ in}$$

$$R = \frac{1}{2} D = 43,75 \text{ in}$$

$$f = 72000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, App D, Hal 342 untuk SA-167 Grade 11-136})$$

$$C = 0,0625 \text{ in}$$

$$ts = \frac{p \times R}{0,8f - 0,6p} + C$$

$$= 0,618 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi ts} = 0,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= ID + 2 ts \\
 &= 88,75 \text{ in} \\
 &= 90 \text{ in} \quad (\text{ukuran standar, Brownell tabel 5.7}) \\
 ID \text{ baru} &= OD - 2ts \\
 &= 88,8 \text{ in} \\
 L &= 133,1 \text{ in} \\
 &= 11,09 \text{ ft} \\
 &= 3,38 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4) Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Standard dish head*

$$\begin{aligned}
 f &= 72000 \text{ psi} \quad (\text{Brownell, App D, hal 342 untuk SA-167 Grade 11-136}) \\
 E &= 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2 hal 254 untuk } double \text{ welded butt joint}) \\
 C &= 0,0625 \text{ in}
 \end{aligned}$$

b. Tebal tutup atas dan tutup bawah berupa *Standard Dished Head*

$$t_{ha} = \frac{0.885 \times \text{Pi} \times r}{fE - 0.1\text{Pi}} + C$$

$$t_{ha} = 0,558 \text{ in}$$

$$t_{ha} = t_{hb} = 0,625 \text{ in} \quad (\text{Standarisasi } t_{ha}, \text{ Table 5.7 Brownell})$$

$$\text{Tinggi tutup } \varepsilon = 0,169 D$$

$$h_a = h_b = 15,00 \text{ in}$$

Menentukan Tebal Isolasi reaktor

Isolasi reaktor tersusun atas: *steel shell* (luar) dan lapisan refractory (silika)

Data yang digunakan:

	B	C
Komponen/ Material	Silika	SA-167 Grade 3 Tipe 304
k, W/m.K	0,43	19,87

Ref: Bennett dkk. (2007) dan Buyukozturk dan Tseng (1983)

$$T_1 = 281,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 554,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 38,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,70 \text{ K}$$

$$T_3 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \quad (\text{Ambient temperature})$$

$$r_1 = 44,38 \text{ in} = 1,1271 \text{ m}$$

$$\text{Tebal } insulating \text{ refractory, } t_i = 0,38 \text{ in} = 0,0095 \text{ m}$$

$$r_2 = 44,75 \text{ in} = 1,1367 \text{ m}$$

$$\text{Tebal steel shell, } t_s = 0,6250 \text{ in} = 0,016 \text{ m}$$

$$r_3 = 45,38 \text{ in} = 1,1525 \text{ m}$$

Dengan menggunakan Persamaan (4.3-5) sampai (4.3-8) dari Geankoplis (1993)

$$L = 3,38 \text{ m}$$

$$A_1 = 2 \pi L r_1 = 2\pi \times 3,38 \times 1,127 = 23,935 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2 \pi L r_2 = 2\pi \times 3,38 \times 1,137 = 24,137 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2 \pi L r_3 = 2\pi \times 3,38 \times 1,153 = 24,474 \text{ m}^2$$

Log mean areas dari *dense refractory* (A), *insulating refractory* (B), dan *steel shell*

$$A_{A \text{ lm}} = \frac{A_2 - A_1}{\ln(A_2/A_1)} = 24,036 \text{ m}^2$$

$$A_{B \text{ lm}} = \frac{A_3 - A_2}{\ln(A_3/A_2)} = 24,305 \text{ m}^2$$

Resistensi:

$$R_A = \frac{r_2 - r_1}{k_A A_{A \text{ lm}}} = \frac{1,1367 - 1,1271}{0,43 \times 24,04} = 9,2\text{E-}04 \text{ K/W}$$

$$R_B = \frac{r_3 - r_2}{k_B A_{B \text{ lm}}} = \frac{1,1525 - 1,1367}{19,87 \times 24,31} = 3,3\text{E-}05 \text{ K/W}$$

Maka, laju transfer panas:

$$q = \frac{T_1 - T_3}{R_A + R_B} = \frac{554,15 - 303,15}{0,000949} = 264.596 \text{ W}$$

Untuk menghitung T2 pada *interface* antara *insulating refractory* dan *steel shell*

$$q = \frac{T_1 - T_2}{R_A}$$

$$264.596 = \frac{554,00 - T_2}{0,00092}$$

$$T_2 = 311,70 \text{ K} = 38,55 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Dengan melakukan *trial and error* pada t_i , didapatkan :

$$t_{\text{isolator}} = 0,38 \text{ in}$$

$$= 0,00953 \text{ m}$$

Standarisasi OD

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_i + 2t_s$$

$$= 88,8 + 0,750 + 1,25$$

$$= 90,75 \text{ in}$$

Standar OD = 92 in (Standarisasi OD, Tabel 5.7)

OD = 2,34 m (Brownell, 1959)

$$\begin{aligned}
 ID_{\text{baru}} &= 90,00 \text{ in} = 7,5 \text{ ft} = 2,29 \text{ m} \\
 Ls \text{ baru} &= 1,5 Di = 135,0 \text{ in} = 11,25 \text{ ft} = 3,43 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi tutup} &= 0,169 \times Di = 0,169 \times 7,50 = 1,27 \text{ ft} \\
 ha &= 15,2 \text{ in} = 0,4 \text{ m} \\
 hb &= 15,2 \text{ in} = 0,4 \text{ m} \\
 \\
 \text{Tinggi total} &= Ls + ha + hb \\
 &= 135,0 + 15,2 + 15,2 \\
 &= 165,4 \text{ in} = 13,8 \text{ ft} = 4,20 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	Methanol Reactor
Kode	=	R-210
Fungsi	=	Mereaksikan CO dan CO ₂ dengan H ₂ menjadi metanol
Temperatur operasi	=	281,00 °C
Tekanan operasi	=	50,00 bar
Kapasitas	=	10,77 m ³
Diameter dalam (ID)	=	90,00 in = 2,29 m
Diameter luar (OD)	=	92,00 in = 2,34 m
Tinggi total	=	165,42 in = 4,20 m
Tebal total isolasi	=	2 in = 0,051 m
Tipe tutup atas	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup atas	=	0,63 in = 0,016 m
Tipe tutup bawah	=	<i>Standard dished head</i>
Tebal tutup bawah	=	0,63 in = 0,016 m
Jumlah (Unit)	=	1

25. METHANOL RECYCLE COMPRESSOR (G-214)

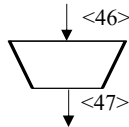
Fungsi : Menaikkan tekanan gas agar sesuai dengan kondisi operasi proses

Type : *Centrifugal Compressor*

Jumlah : 1 buah

Data operasi :

Suhu masuk (T_1)	=	110,8	°C	=	231	°F	
Suhu keluar (T_2)	=	199,0	°C	=	390	°F	
Tekanan masuk (P_1)	=	10	bar	=	145,0	psia	= 1000 kPa
Tekanan keluar (P_2)	=	30	bar	=	435,1	psia	= 3000 kPa
Rate massa	=	242.518	kg/jam				
Densitas	=	12,76	kg/m ³	(hysys)			
Rate volume	=	19006,11	m ³ /jam	=	5,279475	m ³ /s	



A. Kondisi Operasi

- Tekanan Suction, P_s (psia)
 - $P_s = P$ gas masuk
 - $P_s = 145,0$ psia
- Temperatur Suction, T_s (°R)
 - $T_s = 110,8$ °C = 383,95 K
- Tekanan Discharge, P_d (psia)
 - $P_d = P$ gas keluar
 - $P_d = 435,1$ psia
- Temperatur Discharge, T_d (°R)
 - $T_d = 199,0$ °C = 573,8 K
- Overall compresor ratio, R_c (*Ludwig vol III, pers.(12-36)*)
 - $$R_c = \frac{P_d}{P_s} = \frac{435,1}{145,0} = 3,00$$
 - R_c maks/stage = 4,5 (*Tabel 12-1, Ludwig vol III, Hal 369*)

B. Perhitungan BHP

$$\gamma_{mix} = 1,286 \quad (\text{hysys})$$

$$\eta_p = 0,77479 \quad (\text{hysys})$$

a. Polytropic Coefficient

$$n = \frac{\gamma \eta_p}{\gamma \eta_p - \gamma + 1} \quad \text{Robinsmith (pers B.38)}$$

$$n = 1,4026$$

b. Brake horse Power (BHP) staged compressor

$$W = \frac{n}{n-1} \times \frac{P_{in} F_{in} N}{\eta p} \times \left[1 - r^{\frac{n-1}{n}} \right] \quad \text{Robinsmith (pers B.50)}$$

$$W = -8800865,423 \text{ watt}$$

$$= -8800,865423 \text{ kW}$$

$$\text{BHP} = 11802,15291 \text{ hp}$$

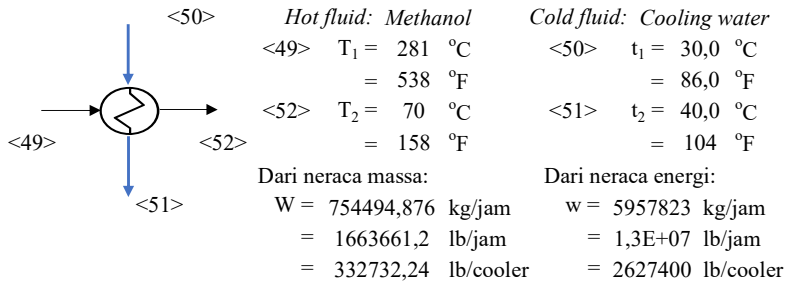
Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	Methanol Recycle Compressor
Kode Alat	=	G-214
Type	=	<i>Centrifugal Compressor</i>
Jumlah Stage	=	1
Bahan	=	Carbon Steel
Kondisi Operasi	=	Ps = 145,04 psi = 10,00 bar
	=	Pd = 435,11 psi = 30,00 bar
	=	Ts = 110,8 °C
	=	Td = 199,00 °C
Kapasitas (Kg/h)	=	242.517,96
Power (hp)	=	11.802,15

26. Methanol Cooler (E-221)

Fungsi : Mendinginkan Methanol dari methanol reactor

Jumlah = 5



(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$Q = 498564687\text{ kJ/hr} = 472573163\text{ Btu/hr}$$

$$= 99712937,4\text{ kJ/hr.cooler} = 94514632,6\text{ Btu/hr.cooler}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{94514632,59}{332732 \times 379,8}$$

$$C_p = 0,7479\text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{94514632,59}{2,6E+06 \times 18}$$

$$C_p = 1,9985\text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
537,8	Suhu tinggi	104,0	433,8	Δt_2
158,0	Suhu rendah	86,0	72,0	Δt_1
			361,8	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{361,8}{2,3 \log (433,80/72)} = 201,683\text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 21,1 \qquad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,04$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,99265$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99265 \times 201,683$$

$$\text{True LMTD} = 200,201 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(537,80 + 158,00)}{2} = 347,9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 250 \text{ (Range methanol water 250-500)} \quad (\text{Tabel 8.App Kern})$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 94514632,6 = 103966096 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{103966095,85}{250 \times 200,20} = 2077,24 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{2077,24}{18 \times 0,2618} = 440,803$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *square pitch*

$$N_t = 460$$

$$\text{Shell ID} = 33,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 460 \times 18 \times 0,2618$$

$$A = 2167,70 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{440,803}{460} \times 250$$

$$U_d = 239,6 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 33,0 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 16,5 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 13	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,99 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,834 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 1 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14		
	L	= 18 ft	(panjang tube)	
	n	= 2 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 460	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,262 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,218 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, methanol)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{33,0 \times 0,25 \times 16,5}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,75625 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,218$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{460 \times 0,218}{144 \times 2}$ $a_t = 0,349 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{332732}{0,75625}$ $G_s = 439977 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{2627400}{0,349}$ $G_t = 7535413 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{7535413,281}{3600 \times 61,5}$ $V = 34,063 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,99 \text{ in}$ $D_e = 0,083 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,02 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,04 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,083 \times 439977}{0,044}$ $Re_s = 825493$	$D = 0,834 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,07 \times 7535413}{1,212}$ $Re_t = 432042$
(g) j_H	
$j_H = 640 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,01563 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Hysys})$ $c = 0,7479 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ $h_o = 155,372 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,83}{1,00}$ $h_{io} = 567,12 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{567,12 \times 155,372}{(567,12 + 155,37)} = 121,959 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 460 \times 18 \times 0,2618$$

$$A = 2167,7 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{94514632,59}{2167,70 \times 200,201}$$

$$Ud = 217,788 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(121,96 - 217,79)}{121,96 \times 217,79}$$

$$Rd = 0,00361 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required}$$

$$Rd \text{ required} = 0,0020$$

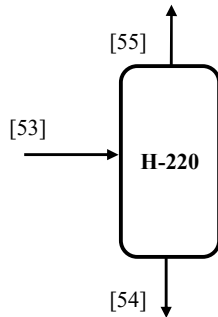
EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, methanol)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 825493$	(1) $Re_t = 432042$
$f = 0,0009$ (fig. 29)	$f = 9E-06$ (fig. 26)
	$s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i>	
$N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 18}{16,50}$	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$
$N+1 = 13,091 = 13$	$\Delta P_t = \frac{0,000009 \times 7.535.413,3^2 \times 18 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1}$
$ID_s = 33 \text{ in} = 2,75 \text{ ft}$	$\Delta P_t = 0,9715 \text{ psi}$
$sg = 0,7688$ (Hysys)	$G_t = 7535413 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$	$\frac{V^2}{2g} = 0,25$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{0,0009 \times 439.976,5^2 \times 2,75 \times 13}{5,22 \times 10^{10} \times 0,083 \times 0,769}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{2}{1} \times 0,25$
$\Delta P_s = 1,8812 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0,5 \text{ psi}$
$\Delta P_s = 0,1297 \text{ bar}$	$\Delta P_T = P_t + P_r$
<i>Allowable</i> $\Delta P_s = 2 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 1,4715 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = 0,1015 \text{ bar}$
	<i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Methanol Cooler</i>
Kode	=	E-221
Fungsi	=	Mendinginkan Methanol dari methanol reactor
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 48	= 281 °C
	CW (49)	= 30 °C
Suhu keluar	Arus 51	= 70 °C
	CW (50)	= 40 °C
Shell	ID	= 33,0 in = 0,84 m
	Baffle	= 16,5 in = 0,42 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,88 psi = 0,13 bar
Tube	OD	= 1,00 in = 0,03 m
	ID	= 0,83 in = 0,02 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,03 m
	Panjang	= 18 ft = 0,46 m
	Jumlah	= 460
	Passes	= 2
	ΔP	= 1,47 psi
Rd	=	0,0036 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area	=	2168 ft ² = 201,38 m
Jumlah	=	5 buah

28. METHANOL SEPARATOR (H-220)

Fungsi : Memisahkan campuran light gas (CO, CO₂, H₂, H₂S, CH₄ dan N₂) d
Tipe : Vertical drum
Jumlah : 1 buah



Feed Awal

	w	=	754494,88	kg/h
[53]	w	=	1663374,494	lb/hr
	W _v	=	622930,3082	kg/h
[55]	W _v	=	1373324,616	lb/hr
	W _L	=	114635,5601	kg/h
[54]	W _L	=	252727,8485	lb/hr

Feed Design:

t	=	45,23 °C	=	113,4 °F
P	=	10 bar	=	145 psia
w	=	754494,8764	kg/h	
w	=	1663374,494	lb/hr	

Top Product:

t	=	45,23 °C	=	113,4 °F
P	=	10 bar	=	145 psia
W _v	=	622930,3082	kg/h	
W _v	=	1373324,616	lb/hr	
r _v	=	15,270	kg/m ³	hysys
r _v	=	0,9533	lb/ft ³	
V _v	=	40794,38823	m ³ /hr	
V _v	=	1440637,601	ft ³ /hr	

Bottom Product:

$$\begin{aligned}t &= 45,23 \text{ } ^\circ\text{C} = 113,4 \text{ } ^\circ\text{F} \\P &= 10 \text{ bar} = 145 \text{ psia} \\W_L &= 114635,56 \text{ kg/h} \\W_L &= 234567,28 \text{ lb/hr} \\r_L &= 815,700 \text{ kg/m}^3 \text{ hysys} \\r_L &= 50,923 \text{ lb/ft}^3 \\V_L &= 140,536 \text{ m}^3/\text{hr} \\V_L &= 4606,357 \text{ ft}^3/\text{hr}\end{aligned}$$

Digunakan persamaan Souders-Brown (4-93) untuk menentukan superficial velocity :

$$v_v = 0,064 \left((\rho_l - \rho_g) / \rho_g \right)^{1/2} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$
$$= 0,463 \text{ m/s}$$

$$A = V_V / v_v$$
$$= 6,418755217 \text{ ft}^2$$

$$A = 1/4 \times \phi \times D^2$$

$$D^2 = 8,177 \text{ ft}$$

$$D = 2,86 \text{ ft} = 0,872 \text{ m} = 1 \text{ m (standarisasi)}$$

Dengan asumsi residence time (t) = 70 s (Ulrich, 1984)

Tinggi Liquid:

$$L_L = (V_L \times t) / A$$

$$= 13,95411 \text{ ft}$$

$$4,253214 \text{ m} = 5 \text{ m (standarisasi)}$$

L/D ratio optimum = 5 (Ulrich, 1984)

$$L = 14,3 \text{ ft} = 4,358 \text{ m} = 171,6 \text{ in}$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 145 \text{ psia}$$

$$P_{\text{hydros}} = \rho_L \times g \times L_L$$
$$= \frac{22862,16}{144}$$

$$= 158,8 \text{ psia}$$

$$P_{\text{total}} = 303,8 \text{ psia} = 289,1 \text{ psig}$$

$$P_{\text{desain}} = 1.1 \times P_{\text{total}}$$

$$= 334,2 \text{ psia} = 318 \text{ psig}$$

$$f = 34809 \text{ psia } \textit{Hastelloy C-22 (Haynes International.,inc)}$$

$$E = 0,8 \text{ (Tabel 13.2, Hal 254 untuk } \textit{Double-welded butt joint})$$

$$C = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Coulson})$$

$$t_s = \frac{P \times r_i}{(fE - 0,6P)} + C$$

$$= \frac{334,1829541}{34809} \times 0,8 - \frac{0,6 \times 83,72468635}{334,1829541} + 0,125$$

$$t_s = 1,137033 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 1,375 \text{ in}$$

$$\text{OD} = \text{ID} + 2 t_s$$

$$= 37,06 \text{ in}$$

$$\text{OD standar} = 38 \text{ in} = 3,167 \text{ ft} \quad (\text{Brownell Tabel 5.7})$$

$$\text{ID} = 35,25 \text{ in}$$

$$\text{L baru} = 176,3 \text{ in} = 14,69 \text{ ft}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dipilih tutup : *Elliptical Dished head*

Brownell and Young, pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas & bawah:

$$k = 2 \quad (\text{brownell, 1959})$$

$$V = \frac{2 + k^2}{6}$$

$$= 1,00$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{(2fE - 0,2P_{\text{desain}})} + C$$

$$= 0,3368 \text{ in}$$

$$= 0,375 \text{ in} \quad (\text{standarisasi})$$

Tinggi Tutup

$$h = 0,25 \times D = 9,5 \text{ in}$$

Tinggi total = tinggi tutup atas + tinggi silinder + tinggi tutup bawah

$$= 9,5 + 171,6 + 9,500$$

$$= ##### \text{ in}$$

$$= 15,88 \text{ ft}$$

$$= 4,84 \text{ m}$$

Spesifikasi Alat :

No. Kode	H-220
Fungsi	Memisahkan campuran light gas (CO, CO2, H2, H2S, CH4 dan N2) dari methanol
Tipe	Vertical drum
Tekanan desain	10 bar
Suhu Operasi	45,23 oC

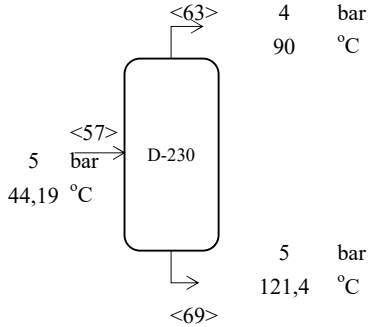
OD	38	in	=	0,97	m
Tebal silinder	1 1/7	in	=	0,03	m
Tinggi tutup atas	9,5	in	=	0,24	m
Tinggi tutup bawah	9,5	in	=	0,24	m
Tebal tutup atas	3/8	in	=	0,01	m
Tebal tutup bawah	3/8	in	=	0,01	m
Tinggi total	191	in	=	4,84	m
Bahan konstruksi	Hastelloy C-22				
Jumlah	1				

30. CO2 METHANOL DISTILLATION (D-230)

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan.

Tipe : Vertical drum

Jumlah : 1 buah



Tekanan Distilat = 4 bar

Tekanan Bottom = 5 bar

Temperatur Distilat = 90,00 C

Temperatur Bottom = 121,4 C

R = 1,120102

Tray Space = 0,55 m (hysys)

Jumlah stage ideal = 7 stages

Column Pressure Drop = 1 bar

Top Surface Tension = 0,02999 N/m (hysys)

Bottom Surface Tension = 0,029128 N/m (hysys)

Top Product (D) = 111,0228 kmol/h

Vapour Rate (V)) = 235,4 kmol/h

Bottom Product = 4171,697174 kmol/h

Vapour Flow Below Feed(V'm) = 163 kmol/h

Liquid Flow Below Feed(L'm)= 4119 kmol/h

Top ρV = 5,95 kg/m³

ρL = 719,5 kg/m³

BM = 40,83 kg/kmol

Bottom ρV = 6,113 kg/m³

ρL = 721,2 kg/m³

BM = 27,4 kg/kmol

Top Lw = 9611 kg/h = 2,67 kg/s

Top Vw = 5077 kg/h = 1,41 kg/s

Bottom Lw = ##### kg/h = 31,75 kg/s

Bottom Vw = ##### kg/h = 53,46 kg/s

Perhitungan berdasarkan "Chemical Engineering Design" by Coulson & Richardson

COLUMN DIAMETER

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Eq. 11.82, Coulson})$$

$$F_{LV} @ \text{ Top} = 0,172062$$

$$F_{LV} @ \text{ Bottom} = 0,054681$$

Dari figure 11.27

$$\text{Top } K_1 = 0,07$$

$$\text{Bottom } K_1 = 0,09$$

$$K_1 = 0,076$$

$$K_1 = 0,097028$$

Corrections for surface tension

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Eq. 11.81, Coulson})$$

$$\text{Top } u_f = 0,831573 \text{ m/s}$$

$$\text{Bottom } u_f = 1,049424 \text{ m/s}$$

$$\text{Desain Flooding} = 0,85 \quad (\text{nilainya } 0,8 - 0,85) \quad (\text{Coulson})$$

$$u_v = \text{desain flooding} \times u_f$$

$$u_v = 0,706837 \text{ m/s}$$

$$u_v = 0,89201 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$V_{\text{max}} = \frac{\text{Vapour rate} \times \text{Molecular Weight}}{\text{Density}}$$

$$\text{Top} = 0,448974 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Bottom} = 0,202891 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area Required

$$\text{Net Area Required} = \frac{V_{\text{max}}}{u_f}$$

$$\text{Top} = 0,635187 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,227453 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area} = 0,12 \quad (\text{Coulson})$$

$$\text{Column Cross-Sectioned Area (Ac)} = \frac{\text{Net area required}}{1 - \text{Downcomer area}}$$

$$\text{Top} = 0,7 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 0,25847 \text{ m}^2$$

Column Diameter

$$\text{Column Diameter} = \sqrt{\frac{Ac \times 4}{3,14}}$$

$$\text{Top} = 0,958903 \text{ m}$$

$$\text{Bottom} = 0,573812 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 37,752 \text{ in} = 40 \text{ in} = 1,016 \text{ m} \quad (\text{Standarisasi})$$

LIQUID FLOW PATTERN

Maximum Volumetric Liquid Rate = 0,020289 m³/s FIG 11.28

Tipe aliran : Double Pass

PROVISIONAL PLATE DESIGN

Column Diameter (Dc)

$$Dc = 1,016 \text{ m}$$

Column Area (Ac)

$$Ac = \frac{3,14 \times ID^2}{4}$$

$$Ac = 0,81 \text{ m}^2$$

Downcomer Area (Ad)

$$Ad = \text{Column Area} \times 0,12$$

$$Ad = 0,097 \text{ m}^2$$

Net Area (An)

$$\begin{aligned} An &= Ac - Ad \\ &= 0,81 - 0,097 \\ &= 0,713 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Active Area (Aa)

$$\begin{aligned} Aa &= Ac - 2*Ad \\ &= 0,81 - 0,194 \\ &= 0,616 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Hole Area} = 0,100$$

$$\text{Hole Area (Ah)} = 0,0616 \text{ m}^2$$

$$Ad/Ac \times 100\% = 12$$

Dari figure 11.31 (Coulson, tahun), c = 0,75

$$\begin{aligned} \text{Weir Length} &= l_w/D_c \times ID \\ &= 0,762002 \text{ m} \end{aligned}$$

Untuk double pass

$$\text{Weir Height (Hw)} = 45 \text{ mm}$$

$$\text{Hole Diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate Thickness} = 5 \text{ mm}$$

CHECK WEEPING 0,4

$$\text{Maximum Liquid Rate} = 31,75 \text{ kg/s}$$

$$\text{Minimum Liquid Rate} = \text{Max. Liquid rate} \times (1-0,4) = 19,05 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{Maximum how} = 112,1 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum how} = \mathbf{79,74 \text{ mm liquid}}$$

$$\text{Minimum rate} = h_w + h_{ow} = 124,7 \text{ mm}$$

Dari figure 11.30, didapatkan nilai $K_2 = 31,4$

$$u_h = \frac{K_2 - 0,90 (25,4 - d_h)}{(\rho_v)^{0,5}}$$

$$u_h \text{ (min)} = 5,274125 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual min vapour velocity} &= \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{Ah} \\ &= 4,37 \text{ m/s} \end{aligned}$$

PLATE PRESSURE DROP

Maximum vapour velocity through holes

$$u_h = 7,29$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm}$$

$$dH = 5 \text{ mm}$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$Ah/A_p = Ah/A_a = 0,10$$

Dari figure 11.34 (sinnott), didapatkan $C_c = 0,84$

Dry plate drop (hd)

$$h_d = 51 \left[\frac{U_h}{C_o} \right]^2 \left[\frac{\rho_v}{\rho_L} \right]$$

$$h_d = 32,5617 \text{ mm liquid}$$

Residual head (hr)

$$h_r = \left[\frac{12,5 \times 1000}{\rho_L} \right]$$

$$h_r = 17,33222 \text{ mm liquid}$$

Total plate pressure drop

$$h_t = h_r + h_d + h_w + h_{ow}$$

$$h_t = 174,6312 \text{ mm liquid}$$

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times h_t \times \rho_L$$

$$\Delta P_t = 1235,511 \text{ Pa} = 0,179199 \text{ psi}$$

DOWNCOMER LIQUID BACK-UP

Downcomer pressure loss (hap)

$$h_{ap} = h_w - 10$$

$$= 45 - 10$$

$$= 35 \text{ mm}$$

Area under apron (Aap)

$$A_{ap} = h_w \times 0,001 \times h_{ap}$$

$$A_{ap} = 0,02667 \text{ m}^2$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_m} \right]^2$$

$$h_{dc} = 179,8 \text{ mm}$$

Dibulatkan menjadi 180 mm

Back-up in downcomer

$$h_b = h_{dc} + h_t + h_w + h_{ow}$$

$$h_b = 479,4 \text{ mm}$$

$$h_b < 0,5 \times (\text{plate spacing} + \text{weir height})$$

$$0,479 \text{ m} < 0,595 \text{ m}$$

maka, dapat diketahui bahwa tray spacingnya memenuhi

RESIDENCE TIME

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{wd}}$$

$$t_r = 1,058777 \text{ s}$$

CHECK ENTRAINMENT

$$u_v = \frac{\text{maximum volumetric rate}}{\text{Net Area (A}_n)} = 0,284525 \text{ m/s}$$

$$\% \text{ flooding} = 27,11251 \%$$

Lebih rendah dari desain awal sebesar (85%)

Sehingga diameter kolom bisa diperkecil, tetapi dP akan meningkat

$$Fl_v = 0,054681$$

Dari Figure 11.29, didapatkan nilai fractional entrainment 0,06

$$\text{nilai fractional entrainment} < 0,1 \text{ (memenuhi)}$$

PERFORATED AREA

$$\text{Dari Figure 11.32} \quad \text{Unperfo strip} = 50 \text{ mm}$$

$$l_w/D_c = 0,02 \quad \text{Width calming zone} = 100 \text{ mm}$$

$$\text{teta } c = 72 \text{ degree}$$

$$\text{Angle subtended by the edge of the plate} = 108 \text{ degree}$$

$$\begin{aligned} \text{mean length,} \\ \text{unperforated strips} &= \frac{(\text{ID} - \text{Unperfo s.}) \times 0,001 \times 3,14 \times (180 - \text{teta } c)}{180} \\ &= 1,82 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{area of unperforated} \\ \text{edge strips} &= \text{mean length} \times 0,001 \times \text{Unperfo strip} \\ &= 0,091 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{mean length of calming zone} = (\text{Width calming zone} \times 0,001) + \text{Weir Length}$$

$$\begin{aligned}
 &= 0,862 \text{ m} \\
 \text{Area of calming zone} &= 2 \times \text{mean length} \times \text{Width calming z.} \times 0,001 \\
 &= 0,172 \text{ m}^2 \\
 \text{total area for perforations} &= \text{Active area (Aa)} - \text{area of unperforated} - \text{Area of calming zone} \\
 (\text{Ap}) &= 0,352 \text{ m}^2 \\
 \frac{\text{Hole area (Ah)}}{\text{total area for perforations}} &= 0,17
 \end{aligned}$$

Dari gambar 11.33, didapatkan

$$l_p/d_h = 2,72 \text{ m}$$

Karena l_p/d_h di antara 2,5 - 4,0 sehingga memenuhi

NUMBER OF HOLES

$$\begin{aligned}
 \text{Area of one holes} &= \frac{(dH^2) \times 3,14 \times 1E-06}{4} \\
 &= 1,96E-05 \text{ m}^2 \\
 \text{Jumlah lubang} &= \frac{\text{Hole area (Ah)}}{\text{Area of one holes}} \\
 &= \text{#####} \text{ lubang}
 \end{aligned}$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 72,52 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\
 &= 79,77 \text{ psia} \\
 &= 65,07 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

$$f = 18500 \text{ psia} \quad \text{ASTM A 516}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 Kern})$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{pD}{2(fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{79,77 \times 40,0 + 0,125}{2 \times (18500 \times 0,8 - 0,6 \times 79,77)}
 \end{aligned}$$

$$t_s = 0,233 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 \text{OD} &= \text{ID} + 2 t_s \\
 &= 40,50 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 L &= 129,9 \text{ in} \\
 &= 10,83 \text{ ft} \\
 &= 3,30 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas: brownell

$$V = \frac{2 + k^2}{6} \quad k = 2$$

$$= 1$$

$$t_{\text{tutup}} = \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{2fE - 0.2P_{\text{desain}}} + C$$

$$= \frac{79,77076 \times 1 \times 1 + 0,125}{(2 \times 18500 \times 0,8 - 0,2 \times 80)}$$

$$= 0,128 \text{ in}$$

$$= 0,1875 \text{ in (Standarisasi Brownell table 5.7)}$$

Menghitung Tinggi Tutup Atas

$$\text{tinggi}_{\text{tutup atas}} = 0.169d \text{ Elliptical}$$

$$= 6,845 \text{ in}$$

Menghitung Tinggi Tutup bawah

$$\text{tinggi}_{\text{tutup bawah}} = 0.169d \text{ Elliptical}$$

$$= 6,845 \text{ in}$$

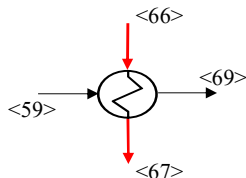
Spesifikasi	Keterangan			
Kode	D-230			
Fungsi	Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan impuritis yang berupa gas ringan.			
Tipe	Sieve Tray			
Jenis Aliran	Double Pass			
Kapasitas	31,7513		kg/s	
Bahan	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High-Alloy Steel			
Jumlah	1			
ID	40,0000	in	1,0160	m
Tebal shell	0,2500	in	0,0064	m
Tebal tutup atas	0,1875	in	0,0048	m
Tebal tutup bawah	0,1875	in	0,0048	m
Tinggi shell	129,9210	in	3,3000	m
Tinggi tutup atas	6,8445	in	0,1739	m
Tinggi tutup bawah	6,8445	in	0,1739	m
Spesifikasi Plate :				
Panjang weir	30,0001	in	0,7620	m
Lebar downcomer	7,0866	in	0,1800	m
Tinggi Weir	1,7717	in	0,0450	m
Diameter lubang	0,1969	in	0,0050	m
Tray spacing	21,6536	in	0,5500	m
Tebal Plate	0,1969	in	0,0050	m
Spesifikasi Hole:				
Hole area	95,4562	in	2,4246	m
Hole size	0,1969	in	0,0050	m

31. CO2 Methanol Reboiler (E-232)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi

Tipe : Kettle Reboiler

Jumlah : 1



Cold fluid: produk bawah Hot fluid: Steam

<59> $t_1 = 121 \text{ }^\circ\text{C}$ <66> $T_1 = 234 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 250 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 453 \text{ }^\circ\text{F}$

<69> $t_2 = 121 \text{ }^\circ\text{C}$ <67> $T_2 = 223 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 251 \text{ }^\circ\text{F}$ $= 433 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca massa:

$w = 187162 \text{ kg/jam}$

$= 412691 \text{ lb/jam}$

$= 412691 \text{ lb/cooler}$

Dari neraca energi:

$W = 167380 \text{ kg/jam}$

$= 369072 \text{ lb/jam}$

$= 369072 \text{ lb/cooler}$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 168902806 \text{ kJ/hr} = 160097447 \text{ Btu/hr}$

$= 168902806 \text{ kJ/hr.cooler} = 160097447 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{160097446,5}{412691 \times 0,2}$$

$$C_p = 2155,20 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{160097446,5}{369072 \times 20}$$

$$C_p = 22,232 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
452,9	Suhu tinggi	250,3	202,6	Δt_2
433,4	Suhu rendah	250,5	182,9	Δt_1
			19,7	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{19,7}{2,3 \log (202,57/183)} = 192,775 \text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 108,4$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 9E-04$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 1$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 1 \times 192,775$$

$$\text{True LMTD} = 192,774 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(452,91 + 433,40)}{2} = 443,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{250,34 + 250,52}{2} = 250,43 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 200 \text{ (Range steam- light organics 100-200) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 160097447 = 168102319 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{168102318,83}{200 \times 192,77} = 2477,32 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{2477,32}{20 \times 0,2618} = 451,45$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 2 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$Nt = 454$$

$$\text{Shell ID} = 31,0 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 454 \times 20 \times 0,2618$$

$$A = 2377,14 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt_{\text{awal}}}{Nt_{\text{std}}} \times Ud = \frac{451,45}{454} \times 200$$

$$Ud = 198,9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell : ID_s = 31,0 in (diameter dalam shell)

B = 7,8 in (baffle spacing)

N+1 = 7 (Jumlah baffle)

n' = 1 passes (jumlah passes pada shell)

de = 0,72 in (diameter ekivalen) (fig. 28)

Bagian Tube : ID_t = 0,834 in (diameter dalam tube) (tabel 10)

OD_t = 1 in (diameter luar tube)

BWG = 14

L = 20 ft (panjang tube)

n = 2 passes (jumlah passes pada tube) (tabel 9)

Nt = 454 (Jumlah tube) (tabel 9)

P_T = 1,25 in (Jarak antara sumbu tube)

C' = 0,25 in (Jarak antara diameter luar tube)

$$a''t = 0,262 \text{ ft}^2 \quad (\text{Luas permukaan panjang}) \quad (\text{tabel 10})$$

$$a't = 0,218 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (<i>bottom product</i>)	Bagian Tube (<i>aliran panas, steam</i>)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$	$a't = 0,218$
$a_s = \frac{31,0 \times 0,25 \times 7,8}{144 \times 1,25}$	$a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{454 \times 0,218}{144 \times 2}$
$a_s = 0,334 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,344 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{412691}{0,33368}$	$G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{369072}{0,344}$
$G_s = 1236785 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = 1072492 \text{ lb/hr.ft}^2$
	$V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{1072492,223}{3600 \times 0,81}$
	$V = 365,898 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$de = 0,72 \text{ in}$	$D = 0,834 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$
$De = 0,06 \text{ ft}$	Pada t_{av} , $\mu = 0,03 \text{ cp}$ (fig. 14)
Pada t_{av} , $\mu = 0,19 \text{ cp}$ (Hysys)	$\mu = 0,07 \text{ lb/ft.hr}$
$\mu = 0,45 \text{ lb/ft.hr}$	$Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,07 \times 1072492}{0,066}$
$Re_s = \frac{De G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 1236785}{0,452}$	$Re_t = 1132803$
$Re_s = 164243$	
(g) j_H	
$j_H = 80 \quad (\text{fig. 28})$	
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$	$h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
$k = 0,14870 \text{ Btu/hr ft } ^\circ\text{F} \quad (\text{Hysys})$	
$c = 2155,20 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$	
$h_o = 3709,32 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{i_o} \times h_o}{(h_{i_o} + h_o)} = \frac{1500 \times 3709,32}{(1.500,00 + 3.709,32)} = 1068,08 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi U_d

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 454 \times 20 \times 0,2618$$

$$A = 2377,14 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{160097446,5}{2377,14 \times 192,774}$$

$$U_d = 349,366 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(k) *Dirt factor*, R_d

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{U_c \times U_d} = \frac{(1.068,08 - 349,37)}{1068,08 \times 349,37}$$

$$R_d = 0,00193 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } R_d \text{ required}$$

$$R_d \text{ required} = 0,0002$$

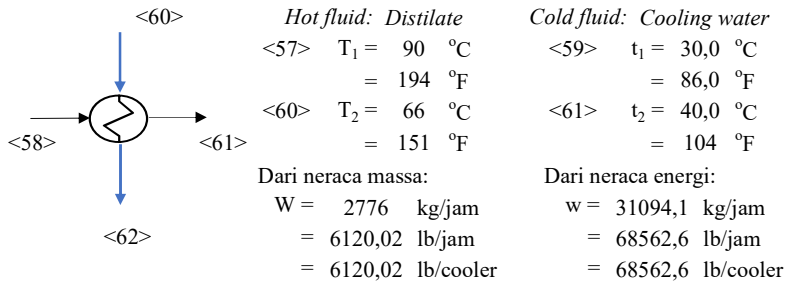
EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran dingin, bottom product)	Bagian Tube (aliran panas, Steam)
(1) $Re_s = 164243$	(1) $Re_t = 1132803$
$f = 0,0015$ (fig. 29)	$f = 8,5E-05$ (fig. 26)
	$s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i>	
$N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 20}{7,75}$	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$
$N+1 = 30,968 = 7$	$\Delta P_t = \frac{0,000085 \times 1.072.492,2^2 \times 20 \times 7}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1}$
$ID_s = 31,0 \text{ in} = 2,58 \text{ ft}$	$\Delta P_t = 0,0207 \text{ psi}$
$sg = 0,8333$ (Hysys)	$G_t = 1072492 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$	$\frac{V^2}{2g} = 0,04$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{0,0015 \times 1.236.785,3^2 \times 2,58 \times 7}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,833}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{2}{1} \times 0,04$
$\Delta P_s = 1,5898 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0,08 \text{ psi}$
$\Delta P_s = 0,1096 \text{ bar}$	$\Delta P_T = P_t + P_r$
<i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 0,1007 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = 0,0069 \text{ bar}$
	<i>Allowable</i> $\Delta P_T = 0,25 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :				
Nama Alat		=	<i>Distillation Reboiler</i>	
Kode		=	E-232	
Fungsi		=	Memanaskan aliran <i>bottom product</i> kolom distilasi	
Tipe		=	<i>Kettle Reboiler</i>	
Bahan		=	<i>Stainless Steel Type 304</i>	
Suhu masuk	Arus 58	=	121	°C
	S (65)	=	234	°C
Suhu keluar	Arus 68	=	121	°C
	S (66)	=	223	°C
Shell	ID	=	31,0 in =	0,79 m
	Baffle	=	7,8 in =	0,20 m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,59 psi =	0,11 bar
Tube	OD	=	1,00 in =	0,03 m
	ID	=	0,83 in =	0,02 m
	BWG	=	14 in =	0,36 m
	Pitch	=	1,25 in =	0,03 m
	Panjang	=	20 ft =	0,51 m
	Jumlah	=	454	
	Passes	=	2	
ΔP	=	0,10 psi =	0,01 bar	
Rd		=	0,0019 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		=	2377 ft ² =	220,84 m ²
Jumlah		=	1 buah	

32. CO2 Methanol Condenser (E-233)

Fungsi : Mengkondensasi *Top Product* dari *Distillation Column D-230*

Jumlah = 1



(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$Q = 1301015,89 \text{ kJ/hr} = 1233190,41 \text{ Btu/hr}$$

$$= 1301015,89 \text{ kJ/hr.cooler} = 1233190,41 \text{ Btu/hr.cooler}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{1233190,415}{6120 \times 43,45}$$

$$C_p = 4,6373 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{1233190,415}{68563 \times 18}$$

$$C_p = 0,9992 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
194,0	Suhu tinggi	104,0	90,0	Δt_2
150,5	Suhu rendah	86,0	64,5	Δt_1
			25,5	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{25,5}{2,3 \log (90,00/65)} = 76,656 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 2,414 \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,167$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,99441$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99441 \times 76,656$$

$$\text{True LMTD} = 76,2277 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(194,00 + 150,55)}{2} = 172,3 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 250 \text{ (Range aq solutions -water 250-500) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 1233190,41 = 1356509 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{1356509,46}{250 \times 76,23} = 71,18 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,1963 \text{ (OD tube = 3/4 in; Tabel 10)}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{71,18}{12 \times 0,1963} = 30,2182$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 1 - P dan 1 in. *square pitch*

$$Nt = 32$$

$$\text{Shell ID} = 8,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 32 \times 12 \times 0,1963$$

$$A = 75,38 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt_{\text{awal}}}{Nt_{\text{std}}} \times Ud = \frac{30,2182}{32} \times 250$$

$$Ud = 236,1 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 8,00 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 2,00 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 19	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,95 in	(diameter ekuivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,584 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 0,75 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14		
	L	= 12 ft	(panjang tube)	
	n	= 4 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 32	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,196 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,153 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, distilate)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{8,00 \times 0,25 \times 2,00}{144 \times 1}$ $a_s = 0,02778 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,153$ $a_t = \frac{N_t \times a_t}{144 n} = \frac{32 \times 0,153}{144 \times 4}$ $a_t = 0,008 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{6120,02}{0,02778}$ $G_s = 220321 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{68562,6}{0,008}$ $G_t = 8071463 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{8071463,017}{3600 \times 61,5}$ $V = 36,4861 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,95 \text{ in}$ $D_e = 0,079 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,01 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,03 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,079 \times 220321}{0,031}$ $Re_s = 561329$	$D = 0,584 \text{ in} = 0,049 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,049 \times 8071463}{1,21}$ $Re_t = 324054$
(g) j_H	
$j_H = 390 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/D_e) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,01135 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$ (Hysys) $c = 4,6373 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ $h_o = 130,437 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,58}{0,75}$ $h_{io} = 529,493 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{529,493 \times 130,437}{(529,49 + 130,44)} = 104,656 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 32 \times 12 \times 0,2618$$

$$A = 100,531 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{1233190,415}{100,531 \times 76,2277}$$

$$Ud = 160,922 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(104,66 - 160,92)}{104,66 \times 160,92}$$

$$Rd = 0,00334 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required}$$

$$Rd \text{ required} = 0,0001$$

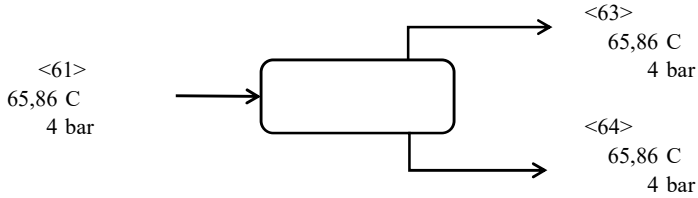
EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, <i>distillate</i>)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 561329$	(1) $Re_t = 324054$
$f = 0,0012$ (fig. 29)	$f = 9,5E-05$ (fig. 26)
	$s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i>	
$N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 12}{2,00}$	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$
$N+1 = 72,000 = 19$	$\Delta P_t = \frac{0,000095 \times 8.071.463,0^2 \times 12 \times 4}{5,22 \times 10^{10} \times 0,049 \times 1}$
$ID_s = 8,00 \text{ in} = 0,67 \text{ ft}$	$\Delta P_t = 1,1694 \text{ psi}$
$sg = 0,8170$ (Hysys)	$G_t = 8071463,02 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$	$\frac{V^2}{2g} = 0,17$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{0,0012 \times 220.320,7^2 \times 0,67 \times 19}{5,22 \times 10^{10} \times 0,079 \times 0,817}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{4}{1} \times 0,17$
$\Delta P_s = 0,2185 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0,68 \text{ psi}$
$\Delta P_s = 0,0151 \text{ bar}$	$\Delta P_T = P_t + P_r$
<i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 1,8494 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = 0,1275 \text{ bar}$
	<i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	Water Gas Shift Cooler
Kode	=	E-233
Fungsi	=	Mengkondensasi Top Product dari Distillation Column D-220
Tipe	=	Vertical Condenser
Bahan	=	Stainless Steel Type 304
Suhu masuk	Arus 57	= 90 °C
	CW (59)	= 30 °C
Suhu keluar	Arus 60	= 66 °C
	CW (61)	= 40 °C
Shell	ID	= 8,0 in = 0,20 m
	Baffle	= 2,0 in = 0,05 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,22 psi = 0,02 bar
Tube	OD	= 0,75 in = 0,02 m
	ID	= 0,58 in = 0,01 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,00 in = 0,03 m
	Panjang	= 12 ft = 0,30 m
	Jumlah	= 32
	Passes	= 4
	ΔP	= 1,85 psi = 0,13 bar
Rd		= 0,0033 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 100,5 ft ² = 9,34 m ²
Jumlah		= 1 buah

33. Distillation Column I Reflux Drum (F-234)

Fungsi : Menampung aliran distillate dan memisahkan produk dan reflux



Kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 T &= 65,86 \text{ C} &= 150,548 \text{ F} \\
 P &= 4 \text{ bar} &= 58,015095 \text{ psia} \\
 Wc &= 2775,52 \text{ kg/jam} \\
 \rho_c &= 5,946 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{hysys}) \\
 Vc &= 466,788 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

1. Volume Akumulator

$$\begin{aligned}
 t_s &= 5 \text{ menit} \quad (5 \leq t_s \leq 10 \text{ min}) \\
 &\text{berdasarkan persamaan (6.5.1) H. Silla}
 \end{aligned}$$

$$V = 2 \times V_L' \times t_s$$

$$V = 77,79792774 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan Panjang Akumulator

$$L/D \text{ ratio} = 2.5 - 6$$

$$L/D = 2,5$$

berdasarkan persamaan (6.5.3) H.Silla

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} + 2f_{HV} D^3$$

$$\text{dimana} \quad f_{HV} = 0,0778 \text{ (torispherical)}$$

$$D^3 = 36,730 \text{ m}^3$$

$$D = 3,324 \text{ m} = 132,864 \text{ in}$$

$$L_L = 8,310 \text{ m} = 332,161 \text{ in}$$

3. Tebal Akumulator

$$P_{\text{operasi}} = 58,0151 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hydros}} &= \rho_L \times g \times L_L \\
 &= 0,070 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$P_{\text{total}} = 58,085 \text{ psia} = 43,385 \text{ psig}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 47,724 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

karena beroperasi pada kondisi vakum, maka digunakan nilai ts
Bahan yang digunakan SA-283 Grade B Carbon Steel

$$t_s = 3/4 \text{ in}$$

$$do = 134,36 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 l/d_o &= 2,47 \\
 d_o/t_s &= 179,15 \\
 T &= 150,55 \text{ F} \\
 \text{Berdasarkan figure 8.8 pada Brownell halaman 147 didapatkan} \\
 B &= 11000 \\
 P_{\text{allow}} &= \frac{B}{d_o/t_s} \\
 P_{\text{allow}} &= 61,400 > 47,724 \text{ psig} \quad (\text{memenuhi}) \\
 t_s &= 3/4 \text{ in} \\
 OD &= ID + 2t_s \\
 &= 134,364 \text{ in} \\
 OD &= 138 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\
 ID &= OD - 2t_s \\
 &= 136,50 \text{ in} \\
 L \text{ baru} &= 341,25 \text{ in} \\
 L &= 28,438 \text{ ft} = 8,668 \text{ m}
 \end{aligned}$$

4. Tebal Tutup Akumulator

Tipe : *Standard Dished Head*
 Bahan : SA 283 Grade B Carbon Steel

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= 3/4 \text{ in} \\
 rc/100t_{\text{ha}} &= 1,84 \\
 T &= 150,55 \text{ F} \\
 \text{Berdasarkan figure 8.8 pada Brownell halaman 147 didapatkan} \\
 B &= 10500 \\
 P_{\text{allow}} &= 57,0652 > 47,724 \text{ psig} \\
 t_{\text{ha}} &= 3/4 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	F-524			
Tipe	Distillation Column II Reflux Drum			
Fungsi	Menampung aliran distillate dan memisahkan produk dan reflux			
Material	SA 283 Grade B Carbon Steel			
Pengelasan	Double-welded butt joint			
ID	136,50	in	3,47	m
OD	138,00	in	3,51	m
Panjang total	28,44	ft	8,67	m
Tebal Shell (t_s)	0,75	in	0,02	m
tipe tutup	Standard Dished head			
Tebal Tutup (t_h)	0,75	in	0,02	m
Jumlah	1,00			

34. Distillation Column 1 Reflux Pump (L-235)

Fungsi : Memompa hasil keluaran *reflux drum* menuju kolom distilasi

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Comemercial Steel*

Kondisi operasi :

Suhu = 65,86 °C

Tekanan *suction* = 4 bar = 58,02 psi = 8354,5 lb/ft²

Tekanan *discharge* = 4 bar = 58,02 psi = 8354,5 lb/ft²

Perhitungan :

Massrate = 3.630,40 kg/jam = 8.003,65 lb/jam

Viskositas = 0,01284 cp = 8,6E-06 lb / ft.s

Densitas = 5,946 kg/m³ = 0,371 lb/ft³

Rate volumetrik (Q) = $\frac{\text{massrate}}{\rho} = \frac{8003,65 \text{ lb/jam}}{0,371 \text{ lb/ft}^3} = 21561,80 \text{ ft}^3/\text{jam}$
 = 5,99 ft³/dtk

Untuk fluida *viscous*,

$D_{i, \text{opt}} = 3,0 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18}$ (Timmerhaus, 1991)

dimana: Q = volumetric rate, ft³/s

μ = viskositas, cp

$D_{i, \text{opt}}$ = diameter dalam optimum, in

$D_{i, \text{opt}} = 2,609$ in

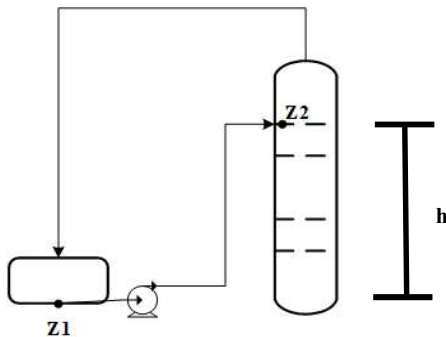
Dipakai diameter standard (Bahan pipa: *steel* (IPS) = 3 in sch 40 (Kern, 1950)

ID = 3,068 in = 0,256 ft

OD = 3,500 in = 0,292 ft

A = 7 in² = 0,051 ft²

$v_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{5,99 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,05 \text{ ft}^2} = 116,866 \text{ ft}/\text{dt}$



Tinggi di titik 1 = 0 ft = 0 m

Tinggi di titik 2 = 8 ft = 2,438 m

Total panjang pipa = 33 ft = 10,06 m

Asumsi yang digunakan:

- Pipa inlet berada pada bagian bawah tangki F-234
- Pipa outlet berada pada bagian atas kolom D-230
- Diameter pipa yang digunakan sama besar
- Diameter tangki penampung dianggap besar
- Liquida tidak mengalami perubahan densitas
- titik 1 adalah titik dalam liquida tangki 1
- titik 2 adalah titik keluaran pipa outlet

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian *suction*

Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *suction* diperkirakan = 10 ft

$$N_{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0,256 \times 116,9 \times 0,37}{8,63E-06} = 1284955$$

Pentuan $D_{i,opt}$ untuk aliran *viscous*

$$D_{i,opt} = 3,0Q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} = 2,609 \text{ in}$$

Dipilih $D_i = 3$ in sch.40

roughness for commercial steel pipe (ϵ) sebesar 0,00015 ft
maka, $\epsilon/D = 0,00059$

Dari *Geankoplis fig. 2.10-3* diperoleh $f = 0,020$

$$\begin{aligned} F_{ps} &= \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} \\ &= \frac{4 \times 0,020 \times (116,866)^2 \times 10}{2 \times 32,174 \times 0,292} \\ &= 582,1643 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c} \text{ (friksi karena kontraksi)} \\ &= 0,00 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

di mana

$$K_c = 0,55 (1 - A_2/A_1)$$

$K_c = 0,00$ A_1 sama dengan A_2 karena tidak ada kontraksi sehingga $K_c = 0$

Friksi bagian *suction* :

$$\begin{aligned} F_s &= F_c + F_{ps} \\ &= 0,00 + 582,16 \\ &= 582,16 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

B. Friksi di bagian *discharge*

1. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *discharge* diperkirakan = 23 ft

$$\begin{aligned} F_{pd} &= \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,020 \times (116,9)^2 \times 23}{2 \times 32,174 \times 0,292} \\ &= 1338,98 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

2. Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
elbow 90° standar		0,75	2
globe valve	(wide open)	6,0	1
check valve	swing	2,0	1

(Geankoplis, 1993)

$$hf(\text{elbow}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{0,75 \times (116,9)^2}{2 \times 32,17} = 159,1856 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{6 \times (116,9)^2}{2 \times 32,17} = 1273,484 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = K_f \frac{v^2}{2gc} = \frac{2 \times (116,9)^2}{2 \times 32,17} = 424,4948 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian *discharge* :

$$\begin{aligned} F_d &= 2 \times hf(\text{elbow}) + hf(\text{globe valve}) + F_{pd} + hf(\text{check valve}) \\ &= 2 \times 159,1856 + 1273,4844 + 1338,9779 + 424,4948 \\ &= 3355,328 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friksi total pomp} &= F_s + F_d \\ &= 582,164 + 3355,328 \\ &= 3937,493 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Diambil titik A dan B

$$Z_a = \text{bidang datum} = 0 \quad ; \quad \rho_a = \rho_b = 0,371 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_s &= z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F \\ &= 0 - 8 + 0 - 212,247 + 0 - 3937 \end{aligned}$$

$$W_s = -4157,74 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 1 - 0,12Q^{-0,27} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\eta = 0,926$$

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = 4490 \text{ ft lbf/lbm} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$\begin{aligned} \text{Bhp} &= \frac{W \times m}{550} \\ &= 18,1 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	=	<i>Distillation Column 1 Reflux Pump</i>
Kode	=	L-235
Fungsi	=	Memompa hasil keluaran reflux drum menuju kolom distilasi
Tipe	=	<i>Centrifugal Pump</i>
Bahan	=	<i>Comercial Steel</i>
Kapasitas	=	3630,39535 kg/jam

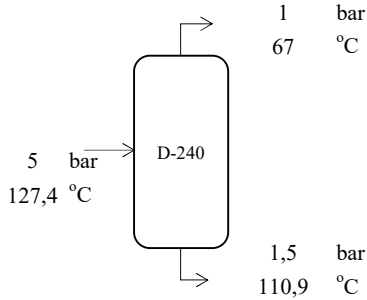
Diameter pipa	=	3 in sch 40
Panjang pipa	=	33 ft = 10,07 m
Beda ketinggian	=	8 ft = 2,44 m
Elbow	=	2 buah
<i>Globe valve</i>	=	1 buah
<i>Check valve</i>	=	1 buah
Ws pompa	=	-4157,74 ft lbf/lbm
Wp	=	4490,05 ft lbf/lbm
Efisiensi pompa	=	0,93
Power	=	18,1499 hp
Jumlah	=	1 buah

36. METHANOL WATER DISTILLATION COLUMN

Fungsi : Tempat terjadinya proses pemisahan antara metanol dan air

Tipe : Vertical drum

Jumlah : 1 buah



Tekanan Distilat = 1 bar

Tekanan Bottom = 1,5 bar

Temperatur Distilat = 67,00 C

Temperatur Bottom = 110,9 C

R = 0,91

Tray Space = 0,55 m

Jumlah stage ideal = 16 stages

Column Pressure Drop = 0,5 bar

Top Surface Tension = 0,0236 N/m

Bottom Surface Tension = 0,055809 N/m

Top Product (D) = 2590 kmol/h

Vapour Rate (V)) = 4948 kmol/h

Bottom Product = 1581 kmol/h

Vapour Flow Below Feed(V'm) = 2776 kmol/h

Liquid Flow Below Feed(L'm) = 1395 kmol/h

Top ρV = 1,17 kg/m³

ρL = 740,9 kg/m³

BM = 32,02 kg/kmol

Bottom ρV = 0,87 kg/m³

ρL = 932,5 kg/m³

BM = 18,19 kg/kmol

Top Lw = 23,04 kg/s

Top Vw = 44,01 kg/s

Bottom Lw = 7,99 kg/s

Bottom Vw = 27,6 kg/s

COLUMN DIAMETER

$$F_{LV} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Eq. 11.82, Coulson})$$

$$F_{LV} @ \text{ Top} = 0,020814$$

$$F_{LV} @ \text{ Bottom} = 0,008853$$

Dari figure 11.27 (Coulson)

$$\text{Top } K_1 = 0,093$$

$$\text{Bottom } K_1 = 0,098$$

$$K_1 = 0,096$$

$$K_1 = 0,120326$$

Corrections for surface tension

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Eq. 11.81, Coulson})$$

$$\text{Top } u_f = 2,416113 \text{ m/s}$$

$$\text{Bottom } u_f = 3,937975 \text{ m/s}$$

$$\text{Desain Flooding} = 0,85 \quad (\text{nilainya } 0.8 - 0.85) \quad (\text{Coulson})$$

$$u_v = \text{desain flooding} \times u_f$$

$$u_v = 2,053696 \text{ m/s}$$

$$u_v = 3,347279 \text{ m/s}$$

Maximum Volumetric Flowrate

$$V_{\text{max}} = \frac{\text{Vapour rate} \times \text{Molecular Weight}}{\text{Density}}$$

$$\text{Top} = 37,58038 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Bottom} = 16,12832 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net Area Required

$$\text{Net Area Required} = \frac{V_{\text{max}}}{u_f}$$

$$\text{Top} = 18,2989 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 4,818338 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area trial} = 0,12 \quad (\text{Coulson})$$

$$\text{Column Cross-Sectioned Area (Ac)} = \frac{\text{Net area required}}{1 - \text{Downcomer area}}$$

$$\text{Top} = 20,8 \text{ m}^2$$

$$\text{Bottom} = 5,475384 \text{ m}^2$$

Column Diameter

$$\text{Column Diameter} = \sqrt{\frac{Ac \times 4}{3,14}}$$

$$\text{Top} = 5,146788 \text{ m}$$

$$\text{Bottom} = 2,641025 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 202,6291 \text{ in} = 204 \text{ in} = 5,182 \text{ m} \quad (\text{Standarisasi})$$

LIQUID FLOW PATTERN

Maximum Volumetric Liquid Rate = 0,043444 m³/s FIG 11.28

Tipe aliran : Double Pass

PROVISIONAL PLATE DESIGN

Column Diameter (Dc)

$$Dc = 5,182 \text{ m}$$

Column Area (Ac)

$$Ac = \frac{3,14 \times ID^2}{4}$$

$$Ac = 21,08 \text{ m}^2$$

Downcomer Area (Ad)

$$Ad = \text{Column Area} \times 0,12$$

$$Ad = 2,529 \text{ m}^2$$

Net Area (An)

$$\begin{aligned} An &= Ac - Ad \\ &= 21,08 - 2,529 \\ &= 18,55 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Active Area (Aa)

$$\begin{aligned} Aa &= Ac - 2*Ad \\ &= 21,08 - 5,058 \\ &= 16,02 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Hole Area, trial} = 0,100$$

$$\text{Hole area (Ah)} = 1,602 \text{ m}^2$$

$$Ad/Ac \times 100\% = 12$$

$$\text{Dari figure 11.31, didapatkan } Iw/Dc = 0,80$$

$$\text{Weir Length} = Iw/Dc \times ID$$

$$= 4,145288 \text{ m}$$

untuk Double Pass

$$\text{Weir Height} = 50 \text{ mm}$$

$$\text{Hole Diameter} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{Plate Thickness} = 5 \text{ mm}$$

CHECK WEEPING 0,3

$$\text{Maximum Liquid Rate} = 7,99 \text{ kg/s}$$

$$\text{Minimum Liquid Rate} = 5,591 \text{ kg/s}$$

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_w}{\rho_L l_w} \right]^{2/3}$$

$$\text{Maximum how} = 12,17 \text{ mm liquid}$$

$$\text{Minimum how} = \mathbf{9,592 \text{ mm liquid}}$$

Minimum rate, $h_w + h_{ow} = 59,59$ mm
 Dari figure 11.30(sinnot), didapatkan nilai $K_2 = 30,2$

$$u_h = \frac{K_2 - 0.90 (25.4 - d_h)}{(\rho_V)^{0.5}}$$

u_h (min) = 12,69527 m/s

$$\text{Actual min vapour velocity} = \frac{\text{Minimum Vapour Rate}}{A_h}$$

$$= 10,07 \text{ m/s}$$

PLATE PRESSURE DROP

$u_h = 10,07$

Plate thickness = 5 mm

$d_h = 5$ mm

$$\frac{\text{Plate Thickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$A_h/A_p = A_h/A_a = 0,1$

Dari figure 11.34, didapatkan $C_o = 0,84$

$h_d = 6,834945$ mm liquid

$h_r = 13,40483$ mm liquid

$h_t = 79,83202$ mm liquid

$\Delta P_t = 730,2893$ Pa = 0,105921 psi

DOWNCOMER LIQUID BACK-UP

Downcomer pressure loss (hap)

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \\ &= 50 - 10 \\ &= 40 \text{ mm} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_w \times 0,001 \times h_{ap} \\ A_{ap} &= 0,165812 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$h_{dc} = 166 \left[\frac{L_{wd}}{\rho_L A_{m1}} \right]^2$$

$h_{dc} = 0,443$ mm

Dibulatkan menjadi 1 mm

Back-up in downcomer

$$h_b = h_{dc} + h_t + h_w + h_{ow}$$

$h_b = 140,4$ mm

$$h_b < 0,5 \times (\text{plate spacing} + \text{weir height})$$

$$0,140 \text{ m} < 1$$

Memenuhi

RESIDENCE TIME

$$t_r = \frac{A_d h_{bc} \rho L}{L_{ind}}$$

$$t_r = 41 \text{ s}$$

CHECK ENTRAINMENT

$$uv = \frac{\text{maximum volumetric rate}}{\text{Net Area (A}_n)} = 0,869576$$

$$\% \text{ flooding} = 22,08179 \%$$

Lebih rendah dari desain awal sebesar 85 %

Sehingga diameter kolom bisa diperkecil, tetapi dP akan meningkat

$$Fl_v = 0,008853$$

Dari Figure 11.29, didapatkan nilai fractional entrainment = 0,09

nilai fractional entrainment < 0,1 (memenuhi)

PERFORATED AREA

Dari Figure 11.32 Unperfo strip = 50 mm

lw/Dc = 0,02 Width calming zone = 100 mm

$$\text{teta c} = 72 \text{ degree}$$

$$\text{Angle subtended by the edge of the plate} = 108 \text{ degree}$$

$$\text{mean length, unperforated strips} = \frac{(\text{ID} - \text{Unperfo s.}) \times 0,001 \times 3,14 \times (180 - \text{teta c})}{180}$$

$$= 9,668 \text{ m}$$

$$\text{area of unperforated edge strips} = \text{mean length} \times 0,001 \times \text{Unperfo strip}$$

$$= 0,483 \text{ m}^2$$

$$\text{mean length of calming zone} = (\text{Width calming zone} \times 0,001) + \text{Weir Length}$$

$$= 4,245 \text{ m}$$

$$\text{Area of calming zone} = 2 \times \text{mean length} \times \text{Width calming zone} \times 0,001$$

$$= 0,849 \text{ m}^2$$

$$\text{total area for perforations (A}_p) = \text{Active area (A}_a) - \text{area of unperforated} - \text{Area of calming zone}$$

$$= 14,69 \text{ m}^2$$

$$\frac{\text{Hole area (A}_h)}{\text{total area for perforations}} = 0,109$$

Dari gambar 11.33, didapatkan

$$l_p/d_h = 2,873 \text{ m}$$

Karena lp/dH di antara 2,5 - 4,0 sehingga memenuhi

NUMBER OF HOLES

$$\begin{aligned} \text{Area of one holes} &= \frac{(dH \wedge 2) \times 3,14 \times 1E-06}{4} \\ &= 1,96E-05 \text{ m}^2 \\ \text{Jumlah lubang} &= \frac{\text{Hole area (Ah)}}{\text{Area of one holes}} \\ &= 81621,22 \text{ lubang} \end{aligned}$$

Menghitung Ketebalan Shell

$$P_{\text{operasi}} = 72,52 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= 1.1 \times P_{\text{op}} \\ &= 79,77 \text{ psia} \end{aligned}$$

$$f = 18500 \text{ psia} \quad \text{ASTM A 516}$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Tabel 13.2, Hal 254 } Kern)$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{pD}{2(fE - 0,6P)} + C \\ &= \frac{79,77 \times 204,0}{2 \times (18500 \times 0,8 - 0,6 \times 79,77)} + 0,125 \end{aligned}$$

$$t_s = 0,677 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi } t_s = 0,75 \text{ in}$$

$$OD = ID + 2 t_s$$

$$= 205,5 \text{ in}$$

$$L = 324,8 \text{ in}$$

$$= 27,07 \text{ ft}$$

$$= 8,25 \text{ m}$$

Perhitungan Tebal Tutup

Dari pers. 7.56 dan 7.57 dapat dihitung tebal tutup atas:

$$\begin{aligned} V &= \frac{2 + k^2}{6} \quad k = 2 \\ &= 1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t_{\text{tutup}} &= \frac{P_{\text{desain}} \cdot d_i \cdot V}{2fE - 0,2P_{\text{desain}}} + C \\ &= \frac{79,77 \times 5,18 \times 1}{(2 \times 18500 \times 0,8 - 0,2 \times 79,77)} + 0,125 \\ &= 0,139 \text{ in} \end{aligned}$$

= 0,19 in (Standarisasi Brownell table 5.7)

Menghitung Tinggi Tutup Atas (Elliptical)

$$t_a = 0,169d$$

$$= 34,730 \text{ in}$$

Menghitung Tinggi Tutup Bawah (Elliptical)

$$t_b = 0,169d$$

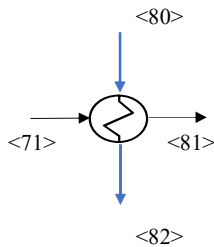
$$= 34,730 \text{ in}$$

Spesifikasi	Keterangan			
Kode	D-240			
Fungsi	Memisahkan methanol dan air			
Tipe	Sieve Tray			
Jenis Aliran	Double Pass			
Kapasitas	7,98719262		kg/s	
Bahan	SA-167 Grade 3 Tipe 304 High-Alloy Steel			
Jumlah	1			
Spesifikasi Kolom :				
ID	204,0000	in	=	5,1816 m
Tebal shell	0,7500	in	=	0,0191 m
Tebal tutup atas	0,1875	in	=	0,0048 m
Tebal tutup bawah	0,1875	in	=	0,0048 m
Tinggi shell	324,8025	in	=	8,2500 m
Tinggi tutup atas	34,7295	in	=	0,8821 m
Tinggi tutup bawah	34,7295	in	=	0,8821 m
Spesifikasi Plate :				
Panjang weir	163,2004	in	=	4,1453 m
Lebar downcomer	0,0394	in	=	0,0010 m
Tinggi Weir	1,9685	in	=	0,0500 m
Diameter lubang	0,1969	in	=	0,0050 m
Tray spacing	21,6536	in	=	0,5500 m
Tebal Plate	0,1969	in	=	0,0050 m
Spesifikasi Hole:				
Hole area	2482,8155	in	=	63,0636 m
Hole size	0,1969	in	=	0,0050 m

37. METHANOL WATER CONDENSER (E-242)

Fungsi : Mengkondensasi *Top Product* dari *Distillation Column D-240*

Jumlah = 1



	<i>Hot fluid: Distilate</i>	<i>Cold fluid: Cooling water</i>
<71>	$T_1 = 67\text{ }^\circ\text{C}$ $= 152\text{ }^\circ\text{F}$	<80> $t_1 = 30,0\text{ }^\circ\text{C}$ $= 86,0\text{ }^\circ\text{F}$
<81>	$T_2 = 65\text{ }^\circ\text{C}$ $= 149\text{ }^\circ\text{F}$	<82> $t_2 = 40,0\text{ }^\circ\text{C}$ $= 104\text{ }^\circ\text{F}$
	Dari neraca massa:	Dari neraca energi:
	$W = 156880\text{ kg/jam}$ $= 345920\text{ lb/jam}$ $= 345920\text{ lb/cooler}$	$w = 8588807\text{ kg/jam}$ $= 1,9\text{E}+07\text{ lb/jam}$ $= 1,9\text{E}+07\text{ lb/cooler}$

(a) *Heat balance*

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$Q = 359365851\text{ kJ/hr} = 340631139\text{ Btu/hr}$$

$$= 359365851\text{ kJ/hr.cooler} = 340631139\text{ Btu/hr.cooler}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. *Syngas*

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{340631138,8}{345920 \times 3,024}$$

$$C_p = 325,632\text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. *Cooling water*

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{340631138,8}{1,9\text{E}+07 \times 18}$$

$$C_p = 0,9992\text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) *True LMTD*

<i>Hot fluid</i>		<i>Cold fluid</i>	<i>Diff.</i>	
152,0	Suhu tinggi	104,0	48,0	Δt_2
149,0	Suhu rendah	86,0	63,0	Δt_1
			-15,0	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{-15,0}{2,3 \log (48,02/63)} = 55,236\text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 0,168 \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,273$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,99925$$

$$True\ LMTD = F_T \times LMTD = 0,99925 \times 55,236$$

$$\text{True LMTD} = 55,1945 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{av} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(152,02 + 149,00)}{2} = 150,5 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{av} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$Ud = 250 \text{ (Range aq solutions -water 250-500) (Tabel 8.App Kern)}$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 340631139 = 374694253 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{Ud \times \Delta t} = \frac{374694252,65}{250 \times 55,19} = 27154,5 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 20 \text{ ft}$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{27154,48}{20 \times 0,2618} = 348$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 1 - P dan 1,25 in. *triangular pitch*

$$Nt = 349$$

$$\text{Shell ID} = 27,00 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = Nt \times L \times a''t = 349 \times 20 \times 0,2618$$

$$A = 1827,36 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Nt_{\text{awal}}}{Nt_{\text{std}}} \times Ud = \frac{348}{349} \times 250$$

$$Ud = 249,3 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 27 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 14 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 9	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,72 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,834 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 1 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14		
	L	= 20 ft	(panjang tube)	
	n	= 1 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 349	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,25 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,262 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,218 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, distilate)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{27,0 \times 0,25 \times 13,5}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,50625 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,218$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{349 \times 0,218}{144 \times 1}$ $a_t = 0,529 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{345920}{0,50625}$ $G_s = 683299 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{1,9E+07}{0,529}$ $G_t = 3,6E+07 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{35795198,65}{3600 \times 61,5}$ $V = 161,808 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,72 \text{ in}$ $D_e = 0,06 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,32 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,78 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,06 \times 683299}{0,778}$ $Re_s = 52678,1$	$D = 0,834 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,07 \times 3,6E+07}{1,212}$ $Re_t = 2052311$
(g) j_H	
$j_H = 110 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,09385 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$ (Hysys) $c = 325,6319 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ $h_o = 2395,98 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,83}{1,00}$ $h_{io} = 567,12 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{567,12 \times 2395,98}{(567,12 + 2.395,98)} = 458,577 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$\begin{aligned}
 a''t &= 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft} \\
 A &= Nt \times L \times a''t = 349 \times 20 \times 0,2618 \\
 A &= 1827,36 \text{ ft}^2 \\
 Ud &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{340631138,8}{1827,36 \times 55,1945} \\
 Ud &= 3377,25 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$\begin{aligned}
 Rd &= \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(458,58 - 3.377,25)}{458,58 \times 3377,25} \\
 Rd &= -0,00188 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}/\text{Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required} \\
 Rd \text{ required} &= 0,0001
 \end{aligned}$$

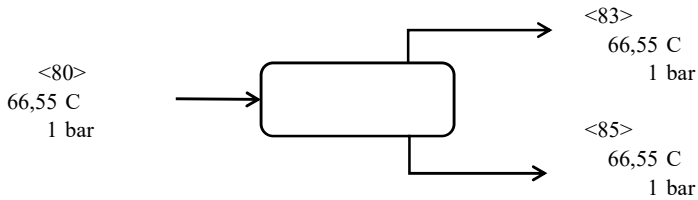
EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, <i>distillate</i>)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 52678,1$ $f = 0,0016$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 2052311,05$ $f = 0,00008$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 20}{13,50}$ $N+1 = 17,778 = 9$ $ID_s = 27 \text{ in} = 2,25 \text{ ft}$ $sg = 0,7966$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,00008 \times 35.795.198,7^2 \times 20 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,1083 \text{ psi}$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,0016 \times 683.298,7^2 \times 2,25 \times 9}{5,22 \times 10^{10} \times 0,06 \times 0,797}$ $\Delta P_s = 6,0632 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,4182 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$G_t = 35795198,7 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,27$ (fig. 27) $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{4}{1} \times 0,27$ $\Delta P_r = 1,08 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 1,1883 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,0819 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Methanol Water Condenser</i>
Kode	=	E-242
Fungsi	=	Mengkondensasi <i>Top Product</i> dari <i>Distillation Column D-240</i>
Tipe	=	Vertical Condenser
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 70	= 67 °C
	CW (79)	= 30 °C
Suhu keluar	Arus 80	= 65 °C
	CW (81)	= 40 °C
Shell	ID	= 27,0 in = 0,69 m
	Baffle	= 13,5 in = 0,34 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 6,1 psi = 0,42 bar
Tube	OD	= 1,00 in = 0,03 m
	ID	= 0,83 in = 0,02 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,03 m
	Panjang	= 20 ft = 0,51 m
	Jumlah	= 349
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,19 psi = 0,08 bar
Rd		= -0,0019 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 1827 ft ² = 169,8 m ²
Jumlah		= 1 buah

38. Distillation Column II Reflux Drum (F-243)

Fungsi : Menampung aliran distillate dan memisahkan produk dan reflux



Kondisi operasi

$$\begin{aligned}
 T &= 66,55 \text{ C} &= 151,79 \text{ F} \\
 P &= 1 \text{ bar} &= 14,503774 \text{ psia} \\
 W_L &= 340854,6 \text{ kg/jam} \\
 \rho_L &= 740,9 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{hysys}) \\
 V'_L &= 460,055 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

1. Volume Akumulator

$$t_s = 5 \text{ menit} \quad (5 \leq t_s \leq 10 \text{ min})$$

$$V = 2 \times V'_L \times t_s$$

(Silla, 2003)

$$V = 76,67578984 \text{ m}^3$$

2. Diameter dan Panjang Akumulator

$$L/D \text{ ratio} = 2.5 - 6$$

$$L/D = 2,5$$

$$V = \frac{\pi D^2 L}{4} + 2f_{HV} D^3$$

$$\text{dimana} \quad f_{HV} = 0,0778 \quad (\text{torispherical karena } P \text{ operasi} < 10 \text{ bar})$$

(Silla, 2003)

$$D^3 = 36,200 \text{ m}^3$$

$$D = 3,308 \text{ m} = 132,222 \text{ in}$$

$$L_L = 8,270 \text{ m} = 330,556 \text{ in}$$

3. Tebal Akumulator

$$P_{\text{operasi}} = 14,5038 \text{ psia}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{hydros}} &= \frac{\rho_L \times g \times L_L}{144,000} \\
 &= \frac{740,900 \times 9,800 \times 8,270}{144,000} \\
 &= 8,709 \text{ psia}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= 23,213 \text{ psia} = 8,513 \text{ psig} \\
 P_{\text{desain}} &= 1,1 \times P_{\text{total}} \\
 &= 9,364 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

karena beroperasi pada kondisi vakum, maka digunakan nilai ts

Bahan yang digunakan SA-283 Grade B Carbon Steel

$$\begin{aligned} ts &= 1/2 \text{ in} \\ do &= 133,22 \text{ in} \\ l/do &= 2,48 \\ do/ts &= 266,44 \\ T &= 151,79 \text{ F} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 8.8 pada Brownell halaman 147 didapatkan

$$\begin{aligned} B &= 3200 \\ P_{allow} &= \frac{B}{do/ts} \\ P_{allow} &= 12,010 > 9,364 \text{ psig} \quad (\text{memenuhi}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} ts &= 1/2 \text{ in} \\ OD &= ID + 2ts \\ &= 133,222 \text{ in} \\ OD &= 134 \text{ in} \quad (\text{standarisasi}) \\ ID &= OD - 2ts \\ &= 133,00 \text{ in} \\ L \text{ baru} &= 332,5 \text{ in} \\ L &= 27,708 \text{ ft} = 8,446 \text{ m} \end{aligned}$$

4. Tebal Tutup Akumulator

Tipe : *Standard Dished Head*
 Bahan : SA 283 Grade B Carbon Steel

$$\begin{aligned} tha &= 1/2 \text{ in} \\ rc/100tha &= 2,68 \\ T &= 151,79 \text{ F} \end{aligned}$$

Berdasarkan figure 8.8 pada Brownell halaman 147 didapatkan

$$\begin{aligned} B &= 2800 \\ P_{allow} &= 10,4478 > 9,364 \text{ psig} \\ tha &= 1/2 \text{ in} \end{aligned}$$

Spesifikasi	Keterangan		
Kode	F-243		
Tipe	Distillation Column II Reflux Drum		
Fungsi	Menampung aliran distillate dan memisahkan produk dan reflux		
Material	SA 283 Grade B Carbon Steel		
Pengelasan	Double-welded butt joint		
ID	133,0000	in	3,3782 m
OD	134,0000	in	3,4036 m
Panjang total	27,7083	ft	8,4510 m
Tebal Shell (t_s)	0,5000	in	0,0127 m
tipe tutup	Standard Dished head		
Tebal Tutup(t_h)	0,5000	in	0,0127 m
Jumlah	1		

39. Distillation Column II Reflux Pump (L-244)

Fungsi : Memompa hasil keluaran *reflux drum* menuju kolom distilasi

Type : *Centrifugal Pump*

Bahan : *Commercial Steel*

Kondisi operasi :

Suhu = 65,86 °C

Tekanan *suction* = 4 bar = 58,02 psi = 8354,5 lb/ft²

Tekanan *discharge* = 4 bar = 58,02 psi = 8354,5 lb/ft²

Perhitungan :

Massrate = 74.737,60 kg/jam = 164.768,19 lb/jam

Viskositas = 0,3216 cp = 0,00022 lb / ft.s

Densitas = 741 kg/m³ = 46,253 lb/ft³

Rate volumetrik (Q) = $\frac{g_f}{\rho} = \frac{164768,19 \text{ lb/jam}}{46,253 \text{ lb/ft}^3} = 3562,34 \text{ ft}^3/\text{jam}$
 = 0,99 ft³/dtk

Untuk fluida *viscous*,

$D_{i, \text{opt}} = 3,0 \times Q^{0,36} \times \mu^{0,18}$ (Timmerhaus, 1991)

dimana: Q = volumetric rate, ft³/s

μ = viskositas, cp

$D_{i, \text{opt}}$ = diameter dalam optimum, in

$D_{i, \text{opt}} = 2,437 \text{ in}$

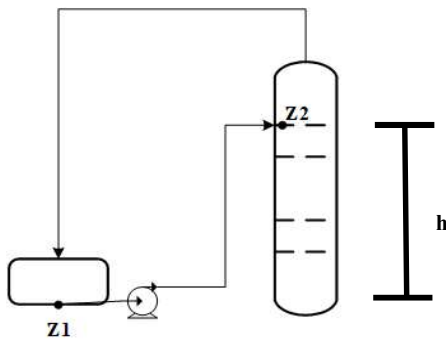
Dipakai diameter standard (Bahan pipa: *steel* (IPS) = 3 in sch 40 (Kern, 1950)

ID = 3,068 in = 0,256 ft

OD = 3,500 in = 0,292 ft

A = 7 in² = 0,051 ft²

$V_{\text{pipa}} = \frac{Q}{A} = \frac{0,99 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,05 \text{ ft}^2} = 19,308 \text{ ft/dt}$



Tinggi di titik 1 = 0 ft = m

Tinggi di titik 2 = 20 ft = m

Total panjang pipa = 50 ft = m

Asumsi yang digunakan:

- Pipa inlet berada pada bagian bawah tangki F-243
- Pipa outlet berada pada bagian atas kolom D-240
- Diameter pipa yang digunakan sama besar
- Diameter tangki penampung dianggap besar
- Liquida tidak mengalami perubahan densitas
- titik 1 adalah titik dalam liquida tangki 1
- titik 2 adalah titik keluaran pipa outlet

Perhitungan friksi

A. Friksi di bagian *suction*

Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *suction* diperkirakan = 10 ft

$$N_{Re} = \frac{D v \rho}{\mu} = \frac{0,256 \times 19,31 \times 46,25}{0,00} = 1056142$$

Penentuan $D_{i,opt}$ untuk aliran *viscous*

$$D_{i,opt} = 3,0 Q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} = 2,437 \text{ in}$$

Dipilih $D_i = 3 \text{ in sch.40}$

roughness for commercial steel pipe (c) sebesar 0,00015 ft
maka, $\epsilon/D = 0,00059$

Dari *Geankoplis fig. 2.10-3* diperoleh $f = 0,025$

$$\begin{aligned} F_{ps} &= \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} \\ &= \frac{4 \times 0,025 \times (19,308)^2 \times 10}{2 \times 32,174 \times 0,292} \\ &= 19,8635 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_c &= \frac{K_c \times v^2}{2 \times g_c} \text{ (friksi karena kontraksi)} \\ &= 0,00 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

di mana

$$K_c = 0,55 (1 - A_2/A_1)$$

$K_c = 0,00$ A_1 sama dengan A_2 karena tidak ada kontraksi sehingga $K_c = 0$

Friksi bagian *suction* :

$$\begin{aligned} F_s &= F_c + F_{ps} \\ &= 0,00 + 19,8635 \\ &= 19,8635 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

B. Friksi di bagian *discharge*

1. Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa lurus bagian *discharge* diperkirakan = 40 ft

$$F_{pd} = \frac{4f v^2 L}{2 g_c D} = \frac{4 \times 0,025 \times (19,3)^2 \times 40}{2 \times 32,174 \times 0,292}$$

$$= 79,4542 \text{ ft lbf/lbm}$$

2. Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K _f	Jumlah
elbow 90° standar		0,75	2
globe valve	(wide open)	6,0	1
check valve	swing	2,0	1

(Geankoplis, 1993)

$$hf(\text{elbow}) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = \frac{0,75 \times (19,3)^2}{2 \times 32,17} = 4,3451 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{globe valve}) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = \frac{6 \times (19,3)^2}{2 \times 32,17} = 34,7612 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$hf(\text{check valve}) = K_f \frac{v^2}{2g_c} = \frac{2 \times (19,3)^2}{2 \times 32,17} = 11,5871 \text{ ft lbf/lbm}$$

Friksi bagian discharge :

$$\begin{aligned} F_d &= 2 \times hf(\text{elbow}) + hf(\text{globe valve}) + F_{pd} + hf(\text{check valve}) \\ &= 2 \times 4,3451 + 34,7612 + 79,4542 + 11,5871 \\ &= 134,4927 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Friksi total pomp} &= F_s + F_d \\ &= 19,8635 + 134,4927 \\ &= 154,3563 \text{ ft lbf/lbm} \end{aligned}$$

Diambil titik A dan B

$$Z_a = \text{bidang datum} = 0 \quad ; \quad \rho_a = \rho_b = 46,253 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} W_s &= z_1 \frac{g}{g_c} - z_2 \frac{g}{g_c} + \frac{v_1^2}{2g_c} - \frac{v_2^2}{2g_c} + \frac{P_1 - P_2}{\rho} - \sum F \\ &= 0 - 20 + 0 - 5,794 + 0 - 154,36 \end{aligned}$$

$$W_s = -180,15 \text{ ft lbf/lbm}$$

$$\eta = 1 - 0,12Q^{-0,27} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

$$\eta = 0,88$$

$$W_p = \frac{-W_s}{\eta} = 204,8 \text{ ft lbf/lbm} \quad (\text{Geankoplis, 1993})$$

$$\begin{aligned} \text{Bhp} &= \frac{W \times m}{550} \\ &= 17,0 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Nama	= Distillation Column II Reflux Pump
Kode	= L-244
Fungsi	= Memompa hasil keluaran reflux drum menuju kolom distilasi
Tipe	= Centrifugal Pump
Bahan	= Commercial Steel

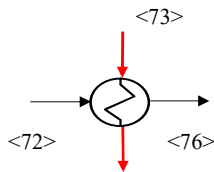
Kapasitas	=	74737,5982	kg/jam
Diameter pipa	=	3 in sch 40	
Panjang pipa	=	50 ft = 15,25 m	
Beda ketinggian	=	20 ft = 6,10 m	
Elbow	=	2 buah	
<i>Globe valve</i>	=	1 buah	
<i>Check valve</i>	=	1 buah	
Ws pompa	=	-180,15	ft lbf/lbm
Wp	=	204,795	ft lbf/lbm
Efisiensi pompa	=	0,88	
Power	=	17,0423	hp
Jumlah	=	1 buah	

40. METHANOL-WATER DISTILLATION REBOILER (E-245)

Fungsi : Memanaskan aliran *bottom product* kolom distilasi

Tipe : Kettle Reboiler

Jumlah : 1



	<i>Cold fluid: Bottom Product</i>	<i>Hot fluid: Steam</i>
<71>	$t_1 = 111 \text{ } ^\circ\text{C}$	<72> $T_1 = 234 \text{ } ^\circ\text{C}$
	$= 231 \text{ } ^\circ\text{F}$	$= 453 \text{ } ^\circ\text{F}$
<75>	$t_2 = 111 \text{ } ^\circ\text{C}$	<73> $T_2 = 213 \text{ } ^\circ\text{C}$
	$= 232 \text{ } ^\circ\text{F}$	$= 415 \text{ } ^\circ\text{F}$

Dari neraca massa:

$$\begin{aligned} w &= 168241 \text{ kg/jam} \\ &= 370971 \text{ lb/jam} \\ &= 370971 \text{ lb/cooler} \end{aligned}$$

Dari neraca energi:

$$\begin{aligned} W &= 99693,8 \text{ kg/jam} \\ &= 219825 \text{ lb/jam} \\ &= 219825 \text{ lb/cooler} \end{aligned}$$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$$\begin{aligned} Q &= 100600995 \text{ kJ/hr} &&= 95356393,4 \text{ Btu/hr} \\ &= 100600995 \text{ kJ/hr.cooler} &&= 95356393,4 \text{ Btu/hr.cooler} \end{aligned}$$

$$Q = m C_p \Delta T$$

1. Syngas

$$\begin{aligned} C_p &= \frac{Q}{w \times \Delta T} \\ C_p &= \frac{95356393,39}{370971 \times 0,4} \\ C_p &= 714,015 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

2. Cooling water

$$\begin{aligned} C_p &= \frac{Q}{W \times \Delta T} \\ C_p &= \frac{95356393,39}{219825 \times 38} \\ C_p &= 11,5639 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
452,9	Suhu tinggi	231,4	221,5	Δt_2
415,4	Suhu rendah	231,8	183,6	Δt_1
			37,9	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{37,9}{2,3 \log (221,47/184)} = 202,171 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 104,2 \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,002$$

Didapatkan

$$\begin{aligned} F_T &= \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}} \\ F_T &= 0,99999 \end{aligned}$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,99999 \times 202,171$$

$$\text{True LMTD} = 202,169 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) *Average temperature*

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(452,91 + 415,40)}{2} = 434,2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(231,44 + 231,8)}{2} = 231,62 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 250 \text{ (Range steam-methanol 200-700)} \quad (\text{Tabel 8.App Kern})$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 95356393,4 = 100124213 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{100124213,06}{250 \times 202,17} = 1981,00 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,2618 \text{ (OD tube = 1 in; Tabel 10)}$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{1981,00}{18 \times 0,2618} = 457,98$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 1 - P dan 1,25 in. *square pitch*

$$N_t = 465$$

$$\text{Shell ID} = 33,0 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 465 \times 18 \times 0,2618$$

$$A = 2191,27 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{457,98}{465} \times 250$$

$$U_d = 246,2 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

$$\text{Bagian Shell : ID}_s = 33,0 \text{ in} \quad (\text{diameter dalam shell})$$

$$B = 8,3 \text{ in} \quad (\text{baffle spacing})$$

$$N+1 = 11 \quad (\text{Jumlah baffle})$$

$$n' = 1 \text{ passes} \quad (\text{jumlah passes pada shell})$$

$$d_e = 0,99 \text{ in} \quad (\text{diameter ekivalen}) \quad (\text{fig. 28})$$

$$\text{Bagian Tube : ID}_t = 0,834 \text{ in} \quad (\text{diameter dalam tube}) \quad (\text{tabel 10})$$

$$\text{OD}_t = 1 \text{ in} \quad (\text{diameter luar tube})$$

$$\text{BWG} = 14$$

$$L = 18 \text{ ft} \quad (\text{panjang tube})$$

$$n = 1 \text{ passes} \quad (\text{jumlah passes pada tube}) \quad (\text{tabel 9})$$

$$N_t = 465 \quad (\text{Jumlah tube}) \quad (\text{tabel 9})$$

$$P_T = 1,25 \text{ in} \quad (\text{Jarak antara sumbu tube})$$

$$C' = 0,25 \text{ in} \quad (\text{Jarak antara diameter luar tube})$$

$$a''t = 0,262 \text{ ft}^2 \quad (\text{Luas permukaan panjang}) \quad (\text{tabel 10})$$

$$a't = 0,218 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran dingin, <i>Bottom Product</i>)	Bagian Tube (aliran panas, <i>steam</i>)
<p>(d) <i>Flow area</i></p> $a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{33,0 \times 0,25 \times 8,25}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,378 \text{ ft}^2$ <p>(e) <i>Mass velocity</i></p> $G_s = \frac{w}{a_s} = \frac{370971}{0,37813}$ $G_s = 981081 \text{ lb/hr.ft}^2$ <p>(f) <i>De dan Re</i></p> $d_e = 0,99 \text{ in}$ $D_e = 0,083 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,23 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 0,57 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,083 \times 981081}{0,567}$ $Re_s = 142748$ <p>(g) j_H</p> $j_H = 120 \quad (\text{fig. 28})$ <p>(h) $h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$</p> $k = 0,39100 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{Hysys})$ $c = 714,015 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ $h_o = 5753,65 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$	$a't = 0,218$ $a_t = \frac{Nt \times a't}{144 n} = \frac{465 \times 0,218}{144 \times 1}$ $a_t = 0,705 \text{ ft}^2$ $G_t = \frac{W}{a_t} = \frac{219825}{0,705}$ $G_t = 311840 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{311840,4636}{3600 \times 0,81}$ $V = 106,39 \text{ ft}^2/\text{s}$ $D = 0,834 \text{ in} = 0,07 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,03 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 0,07 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,07 \times 311840}{0,066}$ $Re_t = 329377$ $h_{io} = 1500 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{1} = \frac{1500 \times 5753,65}{1} = 118081 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{1}{(h_{i0} + h_o)} = \frac{1}{(1.500,00 + 5.753,65)} = 1107,81 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 465 \times 18 \times 0,2618$$

$$A = 2191,27 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{95356393,39}{2191,27 \times 202,169}$$

$$U_d = 215,249 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_d)}{U_c \times U_d} = \frac{(1.189,81 - 215,25)}{1189,81 \times 215,25}$$

$$R_d = 0,00381 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } R_d \text{ required}$$

$$R_d \text{ required} = 0,0010$$

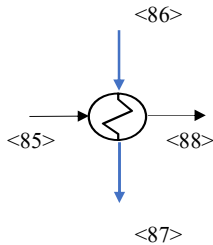
EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran dingin, bottom product)	Bagian Tube (aliran panas, steam)
(1) $Re_s = 142748$	(1) $Re_t = 329377$
$f = 0,0015$ (fig. 29)	$f = 9,5E-05$ (fig. 26)
	$s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i>	
$N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 18}{8,25}$	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$
$N+1 = 26,182 = 11$	$\Delta P_t = \frac{0,000095 \times 311.840,5^2 \times 18 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,07 \times 1}$
$ID_s = 33,00 \text{ in} = 2,75 \text{ ft}$	$\Delta P_t = 0,0088 \text{ psi}$
$sg = 0,9935$ (Hysys)	$G_t = 311840 \text{ lb/hr.ft}^2$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$	$\frac{V^2}{2g} = 0,02$ (fig. 27)
$\Delta P_s = \frac{0,00145 \times 981.081,0^2 \times 2,75 \times 11}{5,22 \times 10^{10} \times 0,083 \times 0,994}$	$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{4}{1} \times 0,02$
$\Delta P_s = 0,9868 \text{ psi}$	$\Delta P_r = 0,076 \text{ psi}$
$\Delta P_s = 0,0681 \text{ bar}$	$\Delta P_T = P_t + P_r$
<i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$\Delta P_T = 0,0848 \text{ psi}$
	$\Delta P_T = 0,0058 \text{ bar}$
	<i>Allowable</i> $\Delta P_T = 0,25 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :				
Nama Alat		=	<i>Methanol Water Distillation Reboiler</i>	
Kode		=	E-245	
Fungsi		=	Memanaskan aliran <i>bottom product</i> kolom distilasi	
Tipe		=	<i>Kettle Reboiler</i>	
Bahan		=	<i>Stainless Steel Type 304</i>	
Suhu masuk	Arus 71	=	111	°C
	S (72)	=	234	°C
Suhu keluar	Arus 75	=	111	°C
	S (73)	=	213	°C
Shell	ID	=	33,0 in =	0,84 m
	Baffle	=	8,3 in =	0,21 m
	Passes	=	1	
	ΔP	=	1,0 psi =	0,07 bar
Tube	OD	=	1,00 in =	0,03 m
	ID	=	0,83 in =	0,02 m
	BWG	=	14 in =	0,36 m
	Pitch	=	1,25 in =	0,03 m
	Panjang	=	18 ft =	0,46 m
	Jumlah	=	465	
	Passes	=	1	
	ΔP	=	0,08 psi =	0,01 bar
Rd		=	0,0038 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)	
Luas area		=	2191 ft ² =	203,57 m ²
Jumlah		=	1	buah

41. Product Cooler (E-246)

Fungsi : Mendinginkan methanol

Jumlah = 4



Hot fluid: Methanol

<85> $T_1 = 67 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 152 \text{ }^\circ\text{F}$

<88> $T_2 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 95 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca massa:

$W = 82142 \text{ kg/jam}$

$= 181124 \text{ lb/jam}$

$= 45280,9 \text{ lb/cooler}$

Cold fluid: Cooling water

<86> $t_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 86,0 \text{ }^\circ\text{F}$

<87> $t_2 = 40,0 \text{ }^\circ\text{C}$

$= 104 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca energi:

$w = 390397 \text{ kg/jam}$

$= 860825 \text{ lb/jam}$

$= 215206 \text{ lb/cooler}$

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 16334655,9 \text{ kJ/hr} = 15483086,1 \text{ Btu/hr}$

$= 4083663,97 \text{ kJ/hr.cooler} = 3870771,53 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{3870771,533}{45281 \times 56,79}$$

$$C_p = 1,5053 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{3870771,533}{215206 \times 18}$$

$$C_p = 0,9992 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
151,8	Suhu tinggi	104,0	47,8	Δt_2
95,0	Suhu rendah	86,0	9,0	Δt_1
			38,8	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{38,8}{2,3 \log (47,79/9)} = 23,259 \text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 3,155$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,274$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S} \right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,91193$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,91193 \times 23,259$$

$$\text{True LMTD} = 21,2108 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(151,79 + 95,00)}{2} = 123,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 250 \text{ (Range methanol-water 250-500)} \quad (\text{Tabel 8.App Kern})$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 3870771,53 = 4257849 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{4257848,69}{250 \times 21,21} = 802,96 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,1963 \text{ (OD tube = 3/4 in; Tabel 10)}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{802,96}{12 \times 0,1963} = 340,872$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 1 - P dan 1,25 in. *square pitch*

$$N_t = 341$$

$$\text{Shell ID} = 23,3 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 341 \times 12 \times 0,1963$$

$$A = 803,26 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{340,872}{341} \times 250$$

$$U_d = 249,9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 23,3 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 11,6 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 19	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,95 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,584 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 0,75 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14,0		
	L	= 12 ft	(panjang tube)	
	n	= 1 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 341	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,5 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,196 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,153 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, Methanol)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{23,3 \times 0,5 \times 11,6}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,75078 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,153$ $a_t = \frac{N_t \times a_t}{144 n} = \frac{341 \times 0,153}{144 \times 1}$ $a_t = 0,362 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{45280,9}{0,75078}$ $G_s = 60311,7 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{215206}{0,362}$ $G_t = 594368 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{594367,7915}{3600 \times 61,5}$ $V = 2,68677 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,95 \text{ in}$ $D_e = 0,079 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,51 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 1,23 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,079 \times 60311,7}{1,230}$ $Re_s = 3880,82$	$D = 0,584 \text{ in} = 0,049 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,049 \times 594368}{1,212}$ $Re_t = 23862,7$
(g) j_H	
$j_H = 100 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/D_e) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,10280 \text{ Btu/hr ft}^{\circ}\text{F}$ (Hysys) $c = 1,5053 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F}$ $h_o = 340,406 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,58}{0,75}$ $h_{io} = 529,493 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{529,493 \times 340,406}{(529,49 + 340,41)} = 207,199 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 341 \times 12 \times 0,2618$$

$$A = 1071,29 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{3870771,533}{1071,29 \times 21,2108}$$

$$Ud = 170,347 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(207,20 - 170,35)}{207,20 \times 170,35}$$

$$Rd = 0,00104 \text{ hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required}$$

$$Rd \text{ required} = 0,0001$$

EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, methanol)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 3880,82$ $f = 0,00135$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 23862,7$ $f = 1,1E-05$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 12}{11,63}$ $N+1 = 12,387 = 19$ $ID_s = 23,3 \text{ in} = 1,94 \text{ ft}$ $sg = 0,7966$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,000011 \times 594.367,8^2 \times 12 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,049 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,0184 \text{ psi}$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,00135 \times 60.311,7^2 \times 1,94 \times 19}{5,22 \times 10^{10} \times 0,079 \times 0,797}$ $\Delta P_s = 0,0549 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,0038 \text{ bar}$ 0,87 <i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$G_t = 594367,791 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,9$ (fig. 27) $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{1}{1} \times 0,9$ $\Delta P_r = 0,9 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 0,9184 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,0633 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

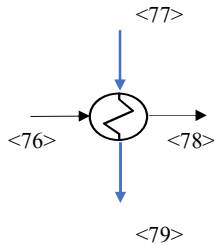
Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Product Cooler</i>
Kode	=	E-246
Fungsi	=	Mendinginkan methanol
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 85	= 67 °C
	CW (86)	= 30,0 °C
Suhu keluar	Arus 88	= 35 °C
	CW (87)	= 40 °C
Shell	ID	= 23,3 in = 0,59 m
	Baffle	= 11,6 in = 0,30 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,05 psi = 0,00 bar
Tube	OD	= 0,75 in = 0,02 m
	ID	= 0,58 in = 0,01 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,03 m
	Panjang	= 12 ft = 0,30 m
	Jumlah	= 341
	Passes	= 1
	ΔP	= 0,92 psi = 0,06 bar
Rd		= 0,0010 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 1071 ft ² = 99,52 m ²
Jumlah		= 4 buah

41. Waste water Cooler (E-247)

Fungsi : Mendinginkan *waste water* sebelum menuju ke *waste water cooler*

Jumlah = 1



Hot fluid: waste water *Cold fluid: Cooling water*

<76> $T_1 = 121 \text{ }^\circ\text{C}$ <77> $t_1 = 30,0 \text{ }^\circ\text{C}$

= $249 \text{ }^\circ\text{F}$ = $86,0 \text{ }^\circ\text{F}$

<78> $T_2 = 35 \text{ }^\circ\text{C}$ <79> $t_2 = 40,0 \text{ }^\circ\text{C}$

= $95 \text{ }^\circ\text{F}$ = $104 \text{ }^\circ\text{F}$

Dari neraca massa:

$W = 9\text{E}+06 \text{ kg/jam}$

= $2\text{E}+07 \text{ lb/jam}$

= $2\text{E}+07 \text{ lb/cooler}$

Dari neraca energi:

$w = 220422 \text{ kg/jam}$

= 486031 lb/jam

= 486031 lb/cooler

(a) Heat balance

Didapatkan dari perhitungan neraca energi:

$Q = 16334655,9 \text{ kJ/hr} = 15483086,1 \text{ Btu/hr}$

= $16334655,9 \text{ kJ/hr.cooler} = 15483086,1 \text{ Btu/hr.cooler}$

$Q = m C_p \Delta T$

1. Syngas

$$C_p = \frac{Q}{W \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{15483086,13}{2\text{E}+07 \times 154,3}$$

$$C_p = 0,0049 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

2. Cooling water

$$C_p = \frac{Q}{w \times \Delta T}$$

$$C_p = \frac{15483086,13}{486031 \times 18}$$

$$C_p = 1,7698 \text{ Btu/lb }^\circ\text{F}$$

(b) True LMTD

Hot fluid		Cold fluid	Diff.	
249,3	Suhu tinggi	104,0	145,3	Δt_2
95,0	Suhu rendah	86,0	9,0	Δt_1
			136,3	$\Delta t_2 - \Delta t_1$

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log \Delta t_2 / \Delta t_1} = \frac{136,3}{2,3 \log (145,26/9)} = 49,047 \text{ }^\circ\text{F}$$

Digunakan *type Shell and tube 1-2 Heat Exchanger*

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} = 8,57 \quad S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} = 0,11$$

Didapatkan

$$F_T = \frac{\left[\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \right] \ln(1 - S) / (1 - RS)}{\ln \frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right) \sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}}$$

$$F_T = 0,94422$$

$$\text{True LMTD} = F_T \times \text{LMTD} = 0,94422 \times 49,047$$

$$\text{True LMTD} = 46,3109 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(c) Average temperature

$$T_{\text{av}} = \frac{(T_1 + T_2)}{2} = \frac{(249,26 + 95,00)}{2} = 172,1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_{\text{av}} = \frac{(t_1 + t_2)}{2} = \frac{(86 + 104)}{2} = 95 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Trial Ud:

$$U_d = 250 \text{ (Range methanol-water 250-500)} \quad (\text{Tabel 8.App Kern})$$

$$Q_{\text{desain}} = 1,1 \times Q_{\text{operasi}} = 1,1 \times 15483086,1 = 17031395 \text{ Btu/hr}$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t} = \frac{17031394,74}{250 \times 46,31} = 387,12 \text{ ft}^2$$

$$a''t = 0,1963 \text{ (OD tube = 3/4 in; Tabel 10)}$$

$$L = 18 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{A}{L \times a''t} = \frac{387,12}{18 \times 0,1963} = 109,56$$

Dari Tabel 9 (Kern, 1950):

Tube passes digunakan 1 - P dan 1,25 in. *square pitch*

$$N_t = 112$$

$$\text{Shell ID} = 23,3 \text{ in}$$

Koreksi Ud dan A:

$$A = N_t \times L \times a''t = 112 \times 18 \times 0,1963$$

$$A = 395,74 \text{ ft}^2$$

$$U_d = \frac{N_t \text{ awal}}{N_t \text{ std}} \times U_d = \frac{109,56}{112} \times 250$$

$$U_d = 244,6 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Desain sementara HE *shell and tube*

Bagian Shell :	IDs	= 23,3 in	(diameter dalam shell)	
	B	= 5,8 in	(baffle spacing)	
	N+1	= 19	(Jumlah baffle)	
	n'	= 1 passes	(jumlah passes pada shell)	
	de	= 0,95 in	(diameter ekivalen)	(fig. 28)
Bagian Tube :	IDt	= 0,584 in	(diameter dalam tube)	(tabel 10)
	ODt	= 0,75 in	(diameter luar tube)	
	BWG	= 14,0		
	L	= 18 ft	(panjang tube)	
	n	= 1 passes	(jumlah passes pada tube)	(tabel 9)
	Nt	= 112	(Jumlah tube)	(tabel 9)
	P _T	= 1,25 in	(Jarak antara sumbu tube)	
	C'	= 0,5 in	(Jarak antara diameter luar tube)	
	a''t	= 0,196 ft ²	(Luas permukaan panjang)	(tabel 10)

$$a_t = 0,153 \text{ in}^2 \quad (\text{Luas penampang aliran}) \quad (\text{tabel 10})$$

(Kern, 1950)

EVALUASI PERPINDAHAN PANAS	
Bagian Shell (aliran panas, Methanol)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(d) Flow area	
$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{144 P_T}$ $a_s = \frac{23,3 \times 0,5 \times 5,8}{144 \times 1,25}$ $a_s = 0,37539 \text{ ft}^2$	$a_t = 0,153$ $a_t = \frac{N_t \times a_t}{144 n} = \frac{112 \times 0,153}{144 \times 1}$ $a_t = 0,119 \text{ ft}^2$
(e) Mass velocity	
$G_s = \frac{W}{a_s} = \frac{2E+07}{0,37539}$ $G_s = 5,4E+07 \text{ lb/hr.ft}^2$	$G_t = \frac{w}{a_t} = \frac{486031}{0,119}$ $G_t = 4086964 \text{ lb/hr.ft}^2$ $V = \frac{G_t}{3600 \rho} = \frac{4086964,043}{3600 \times 61,5}$ $V = 18,4747 \text{ ft}^2/\text{s}$
(f) De dan Re	
$d_e = 0,95 \text{ in}$ $D_e = 0,079 \text{ ft}$ <p>Pada T_{av}, $\mu = 0,51 \text{ cp}$ (Hysys)</p> $\mu = 1,23 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_s = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{0,079 \times 5,4E+07}{1,230}$ $Re_s = 3495133$	$D = 0,584 \text{ in} = 0,049 \text{ ft}$ <p>Pada t_{av}, $\mu = 0,50 \text{ cp}$ (fig. 14)</p> $\mu = 1,21 \text{ lb/ft.hr}$ $Re_t = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{0,049 \times 4086964}{1,212}$ $Re_t = 164084$
(g) j_H	
$j_H = 100 \quad (\text{fig. 28})$	(fig. 25)
(h) h_o	
$h_o = j_H \times (k/De) \times (c\mu/k)^{1/3}$ $k = 0,10280 \text{ Btu/hr ft}^\circ\text{F}$ (Hysys) $c = 0,0049 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$ $h_o = 50,5265 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$	$h_i = 680 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$ $h_{io} = h_i \times \frac{ID}{OD}$ $h_{io} = 680 \times \frac{0,58}{0,75}$ $h_{io} = 529,493 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$

(i) Evaluasi U_c

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{(h_{io} + h_o)} = \frac{529,493 \times 50,5265}{(529,49 + 50,53)} = 46,1251 \text{ Btu/hr ft}^2^\circ\text{F}$$

(j) Evaluasi Ud

$$a''t = 0,2618 \text{ ft}^2/\text{lin ft}$$

$$A = Nt \times L \times a''t = 112 \times 18 \times 0,2618$$

$$A = 527,789 \text{ ft}^2$$

$$Ud = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{15483086,13}{527,79 \times 46,3109}$$

$$Ud = 633,452 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

(k) Dirt factor, Rd

$$Rd = \frac{(Uc - Ud)}{Uc \times Ud} = \frac{(46,13 - 633,45)}{46,13 \times 633,45}$$

$$Rd = 0,0201 \text{ hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/Btu} > \text{ dari } Rd \text{ required}$$

$$Rd \text{ required} = 0,0001$$

EVALUASI PERUBAHAN TEKANAN	
Bagian Shell (aliran panas, waste water)	Bagian Tube (aliran dingin, CW)
(1) $Re_s = 3495133$ $f = 0,00135$ (fig. 29)	(1) $Re_t = 164084$ $f = 1,1E-05$ (fig. 26) $s\Phi_t = 1$
(2) <i>Pressure drop</i> $N+1 = \frac{12L}{B} = \frac{12 \times 18}{5,81}$ $N+1 = 37,161 = 19$ $ID_s = 23,3 \text{ in} = 1,94 \text{ ft}$ $sg = 0,7966$ (Hysys)	$\Delta P_t = \frac{fG_t^2 L n}{5,22 \times 10^{10} \times D_t \times s\Phi_t}$ $\Delta P_t = \frac{0,000011 \times 4.086.964,0^2 \times 18 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,049 \times 1}$ $\Delta P_t = 0,1302 \text{ psi}$
$\Delta P_s = \frac{fG_s^2 ID_s(N+1)}{5,22 \times 10^{10} \times De \times s\Phi_s}$ $\Delta P_s = \frac{0,00135 \times 54.317.807,9^2 \times 1,94 \times 1}{5,22 \times 10^{10} \times 0,079 \times 0,797}$ $\Delta P_s = 8,5328 \text{ psi}$ $\Delta P_s = 0,5885 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_s = 10 \text{ psi}$	$G_t = 4086964,04 \text{ lb/hr.ft}^2$ $\frac{V^2}{2g} = 0,9$ (fig. 27) $\Delta P_r = \frac{4n}{s} \times \frac{V^2}{2g} = \frac{1}{1} \times 0,9$ $\Delta P_r = 0,9 \text{ psi}$ $\Delta P_T = P_t + P_r$ $\Delta P_T = 1,0302 \text{ psi}$ $\Delta P_T = 0,0710 \text{ bar}$ <i>Allowable</i> $\Delta P_T = 2 \text{ psi}$

Spesifikasi Alat :

Nama Alat	=	<i>Waste Water Cooler</i>
Kode	=	E-247
Fungsi	=	Mendinginkan <i>waste water</i>
Tipe	=	1-2 <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan	=	<i>Stainless Steel Type 304</i>
Suhu masuk	Arus 85	= 121 °C
	CW (86)	= 30,0 °C
Suhu keluar	Arus 88	= 35 °C
	CW (87)	= 40 °C
Shell	ID	= 23,3 in = 0,59 m
	Baffle	= 5,8 in = 0,15 m
	Passes	= 1
	ΔP	= 8,53 psi = 0,59 bar
Tube	OD	= 0,75 in = 0,02 m
	ID	= 0,58 in = 0,01 m
	BWG	= 14 in = 0,36 m
	Pitch	= 1,25 in = 0,03 m
	Panjang	= 18 ft = 0,46 m
	Jumlah	= 112
	Passes	= 1
	ΔP	= 1,03 psi = 0,07 bar
Rd		= 0,0201 (hr)(ft ²)(°F)/(btu)
Luas area		= 527,8 ft ² = 49,03 m ²
Jumlah		= 1 buah

37. METHANOL STORAGE (F-249)

Fungsi : Sebagai tempat penyimpanan metanol 99,85%

Bentuk : Tangki silinder, tutup atas berbentuk standar dished head dan tutup bawah berbentuk Flat Bottom

Tekanan operasi = 14,7 psi

Suhu = 30 °C = 86 °F

Komponen	Massa (kg)	x	s.g	ρ (kg/m ³)	V (m ³)
CH ₃ OH	82867,206	0,9991	0,7915	789,1651	105,0062
H ₂ O	70,543	0,0009	1,0000	997,0500	0,0708
TOTAL	82937,749	1	0,7917	789,3419	105,0769

ρ air (25°C) = 997,1 kg/m³

Laju Alir Massa = 82.142 kg/jam

ρ larutan = 789,3 kg/m³ = 49,28 lb/ft³

Laju Alir Volumetrik = 105,077 m³/jam = 3710,76 ft³/jam

μ larutan = 0,5084 cP = 0,00034 lb/ft.s

Waktu tinggal (τ) = 5 hari = 120 jam

(Matzen, 2015)

Volume Liquida $\tau = V_{\text{liquid}} / v_o$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liq total}} &= \tau \times v_o \\
 &= 120 \times 3.710,8 \\
 &= 445.291 \text{ ft}^3 = 12.609 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

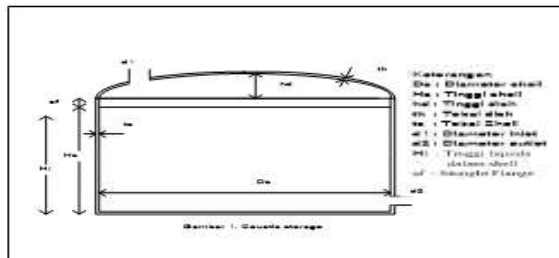
Jumlah Tangki = 10 buah

Maka, volume masing - masing adalah

$$V_{\text{liquid}} = 44.529 \text{ ft}^3 = 1.260,9 \text{ m}^3$$

Asumsi : $V_{\text{liquid}} = 0,80 V_{\text{tank}}$

$$V_{\text{tank}} = \frac{1.260,9}{0,80} = 1.576,2 \text{ m}^3 = 55.661 \text{ ft}^3$$



Tutup atas standar dished head (brownell)

$$\begin{aligned}
V_{\text{tangki}} &= V_{\text{ta}} + V_{\text{tb}} + V_{\text{shell}} \\
V_{\text{ta}} &= 0,0847 \text{ Di}^3 \\
V_{\text{tb}} &= 0 \\
V_{\text{shell}} &= 0,7854 \text{ Di}^3 \quad ; \text{ Ditetapkan} \quad : \quad L_s = 2,0 \text{ Di} \\
&= 1,5708 \text{ Di}^3 \\
V_{\text{tank}} &= 1,6555 \text{ Di}^3 \\
\text{Di}^3 &= \frac{55.661}{1,6555} \\
&= 33.622 \\
\text{Di} &= 32,2756 \text{ ft} \\
&= 387 \text{ Inch}
\end{aligned}$$

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned}
V_{\text{liquid}} &= V_{\text{tb}} + V_{\text{Liquid pada shell}} \\
&= 0 + 0,25\pi \text{Di}^2 H_{\text{liquid}} \\
44.529 &= 0 + 817,7 H_{\text{liquid}} \\
H_{\text{liquid}} &= 54,45 \text{ ft} \\
&= 16,60 \text{ m} \\
&= 653,44 \text{ inc}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Tinggi silinder (Ls)} &= 2,0 \text{ D} \\
&= 2,0 \times 32,3 \\
&= 65 \text{ ft} \\
&= 19,7 \text{ m} \\
&= 775 \text{ inch}
\end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Desain Bejana

$$\begin{aligned}
P_{\text{operasi}} &= 14,7 \text{ psi} \\
P_{\text{total}} &= P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{operasi}} \\
&= \frac{\rho g H_{\text{liquid}}}{gc} + P_{\text{operasi}} \\
&= 18,6 \text{ psi} + 14,7 \text{ psi} \\
&= 33,3 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P_{\text{design}} &= 1,1 P_{\text{total}} \\
&= 1,1 \times 33,3 \\
&= 36,7 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Tangki

1 Tebal pada bagian silinder

Dipergunakan bahan konstruksi yang terbuat dari Stainless Steel dengan spesifikasi

type 304, grade 3 (SA-167) (App. D, Brownell, hal : 342)

$$f_{\text{allowable}} = 18.750 \text{ psi}$$

$$\text{Faktor korosi (c)} = 0,125 \text{ in}$$

Sambungan untuk pengelasan dipilih tipe double welded butt joint

$$\text{Efisiensi las. (E)} = 0,80 \text{ (Tabel 13.2, B \& Y)}$$

$$ts = \frac{Pd \times Di}{2 \times (f \times E - 0.6 \times Pd)} + c \text{ (B\&Y,254)}$$

ts = tebal bagian silinder (inch)

Pd = tekanan desain bejana (lb/inch²)

Di = diameter dalam bejana silinder (inch)

f = allowable stress (lb/inch²)

E = faktor pengelasan

c = faktor korosi

$$\begin{aligned} ts &= \frac{36,67 \times 387}{2 \times (18.750 \times 0,80 - 0,6 \times 36,7)} + 0,125 \\ &= 0,599 \text{ inch} \\ &= \frac{7}{16} \end{aligned}$$

Check :

$$\begin{aligned} Do &= Di + 2.ts \\ &= 387 + (2 \times 0,44) \\ &= 388,18 \text{ inch} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Do \text{ std} &= 390 \text{ inch} \text{ (B \& Y, Tabel 5.7,hal 91)} \\ &= 33 \text{ ft} \\ &= 10 \text{ m} \end{aligned}$$

Sehingga koreksi terhadap Di menjadi

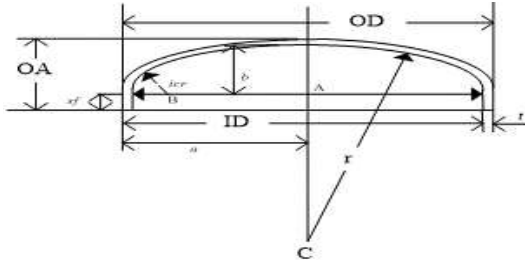
$$\begin{aligned} Di &= Do - 2.ts \\ &= 390 - (2 \times 0,44) \\ &= 389,13 \text{ inch} \\ &= 32,43 \text{ ft} \\ &= 9,88 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi bagian silinder tangki (Ls)} &= 2,0 \times Di \\ &= 2,0 \times 32,43 \text{ ft} \\ &= 64,85 \text{ ft} \\ &= 19,77 \text{ m} \\ &= 778,3 \text{ in} \end{aligned}$$

Mencari tinggi liquida dalam tangki :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{liquid}} &= V_{\text{tb}} + V_{\text{Liquid pada shell}} \\
 V_{\text{liquid}} &= 0 + 0,25\pi D_i^2 H_{\text{liquid}} \\
 44.529 &= 0 + 825,4 H_{\text{liquid}} \\
 H_{\text{liquid}} &= 53,95 \text{ ft} \\
 &= 647,35 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Menentukan tebal tutup atas



Tutup atas berupa standard dished head

$$\begin{aligned}
 r_c &= 340 \text{ inch} \quad (\text{ketika OD } 390) \\
 t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times P_d \times r_c}{2 \times (f \times E - 0,1 P_d)} + c
 \end{aligned}$$

t_{ha} = tebal tutup atas (in)
 P_d = tekanan desain bejana (lb/in^2)
 r_c = crown radius (in)
 f = allowable stress (lb/in^2)

E = faktor pengelasan
 c = faktor korosi

$$\begin{aligned}
 t_{\text{ha}} &= \frac{0,885 \times 36,7 \times 340}{2 \times (18750 \times 0,80 - 0,1 \times 36,7)} + 0,125 \\
 &= 0,493 \text{ inch} \\
 &= \frac{1}{2}
 \end{aligned}$$

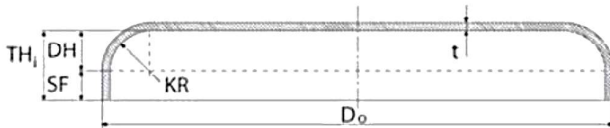
Sehingga tebal tutup standard (t) = 0,50 inch (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)
 dari tabel yang sama didapat (sf) = 1,5 inch (Tabel 5.6, B & Y, hal 88)
 Crown radius (r_c) = 340 inch (Tabel 5.7, B & Y, hal 89)
 Inside Corner Radius (icr) = 1,50 inch

$$AB = \underline{D_i} - icr$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{389,1}{2} - 1,50 \\
 &= 193,06 \text{ inch} \\
 BC &= rc - icr \\
 &= 340 - 1,50 \\
 &= 338,5 \text{ inch} \\
 b &= rc - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 340 - (114.582 - 37.273)^{0,5} \\
 &= 61,95 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tutup atas} &= t + b + sf \\
 &= 63,95 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

3 Menentukan tebal tutup bawah



Gambar C.34. Dimensi *Flat Bottom (Flanged-Only)*

Menentukan Tebal Tutup Bawah (t_{hb})

$$t_{hb} = C \times D_o \times (Pd / f)^{0,5} \quad (\text{Coulson \& Richardson, 2005})$$

Dimana : $C =$ Konstanta
 $= 0,43$

$D_o =$ Diameter luar (Inch)

$Pd =$ tekanan desain bejana (lb/in^2)

$f =$ allowable stress (lb/in^2)

$$\begin{aligned}
 t_{hb} &= 0,43 \times 390 \times \left(\frac{36,67}{18.750} \right)^{0,5} \\
 &= 2,98 \approx 3,00 \text{ inch}
 \end{aligned}$$

Sehingga tebal tutup standard (t) $= 3,0$ inch
 dari tabel yang sama didapat (sf) $= 1,5$ inch (Tabel 5.8, B & Y, hal 93)
 Inside Corner Radius (icr) $= 9,00$ inch (Tabel 5.8, B & Y, hal 93)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Tutup Bawah} &= t_{hb} + sf + icr \\
 &= 3,0 + 1,50 + 9,00 \\
 &= 14 \text{ inch} \\
 &= 1,13 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Maka, Tinggi total tangki} &= L_s + \text{Tinggi tutup atas} + \text{Tinggi tutup bawah} \\
&= 64,85 + 5,3 + 1,13 \\
&= 71,31 \text{ ft} \\
&= 21,73 \text{ m}
\end{aligned}$$

Perhitungan diameter Nozzle

$$\begin{aligned}
\text{Rate solution masuk} &= 8.214,2 \text{ lb/jam} \\
\text{Rate Volumetrik} &= 0,1031 \text{ ft}^3/\text{s} \\
\rho \text{ larutan} &= 789,3 \text{ kg/m}^3 = 49,28 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Viskositas larutan} &= 0,51 \text{ cP} = 0,00034 \text{ lb/ft.s}
\end{aligned}$$

Dicoba dengan menetapkan jenis aliran turbulents

Dari Peter and Timmerhouse edisi V, hal 501 persamaan 15 didapatkan persamaan :

$$\begin{aligned}
D_{i \text{ optimum}} &= 3,9 \times Q_f^{0.45} \times \rho^{0.13} \\
&= 3,9 \times 0,1031 \text{ ft}^3/\text{s}^{0.45} \times 49,3 \text{ lbm / ft}^{3.0.13} \\
&= 2,33 \text{ inch}
\end{aligned}$$

Dipilih pipa 2.5 in Schedule 40 (tabel 11, Kern hal 844)

dimana :

$$\begin{aligned}
D_o &= 2,9 \text{ inch} \\
&= 0,24 \text{ ft} \\
&= 0,07 \text{ m} \\
D_i &= 2,469 \text{ inch} \\
&= 0,21 \text{ ft} \\
&= 0,06 \text{ m}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Flow area} &= 4,79 \text{ inch}^2 \\
&= 0,0333 \text{ ft}^2 \\
&= 0,0031 \text{ m}^2
\end{aligned}$$

Perhitungan N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times D_i \times V}{\mu}$$

$$\begin{aligned}
\text{dimana : } V &= \frac{\text{rate volumetrik}}{\text{luas area}} \\
&= \frac{0,1031 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,0333 \text{ ft}^2} = 3,10 \text{ ft/s}
\end{aligned}$$

sehingga

$$N_{Re} = \frac{49,3 \text{ lb/ft}^3 \times 0,21 \text{ ft} \times 3,10 \text{ ft/s}}{0,00034 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 91.822,94 \text{ (Aliran turbulents, maka asumsi benar)}$$

Dengan demikian diambil diameter nozzle inlet = 2,47 inch

Spesifikasi Alat :

Fungsi: Sebagai tempat penyimpanan metanol 99,85%

Bentuk: Tangki silinder, tutup atas berbentuk *standard dished head* dan tutup bawah berbentuk flat bottom

Shell

Bahan konstruksi = Carbon Steel SA-240 grade M

Diameter = 32,50 ft = 9,91 m

Tinggi = 19,77 ft = 6,03 m

Tinggi tutup atas = 63,95 inch = 1,62 m

Tinggi tutup bawah = 13,50 inch = 0,34 m

Tebal tutup atas = 0,50 inch = 0,01 m

Tebal tutup bawah = 3,00 inch = 0,08 m

Diameter Nozzle inlet = 2,47 inch = 0,06 m

Jumlah = 10 buah

APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

Kapasitas Produksi	=	650.000 ton/tahun	=	1.969.697 kg/hari
Lama Operasi	=	330 hari		
Basis	=	1970 ton/hari		
Nilai Tukar Rupiah	=	Rp14.558 /US\$ pada 13 Juli 2020		(BI, 2020)
Pengadaan alat	=	2021		
Mulai Konstruksi	=	tahun 2021		
Lama Konstruksi	=	2 tahun		
Mulai Beroperasi,	=	tahun 2023		

D.1 Harga Peralatan

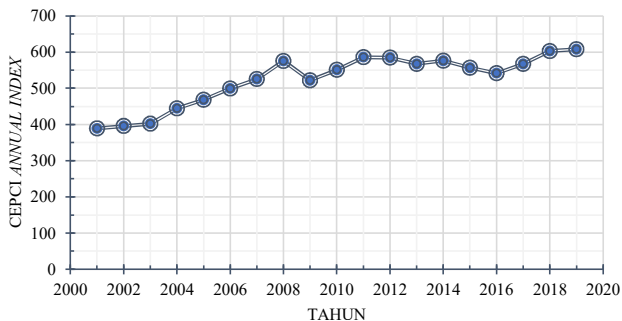
Harga peralatan setiap tahun akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan *Chemical Engineering Plant Cost Index*. Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut.

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Indeks harga tahun sekarang}}{\text{Indeks harga tahun-x}} \times \text{Harga tahun-x}$$

Tabel D.1 *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI)

Tahun	Indeks Harga
2001	389,2
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5

(Chemical Engineering Essentials For The CPI Professional, 2020)



Gambar D.1 Grafik *annual index* vs. Tahun

Dengan metode *Least Square* (Perry, 1997), dapat dilakukan penaksiran indeks harga rata-rata pada akhir tahun 2021. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan: $y = a + b(x - \bar{x})$

Keterangan: y = Indeks harga $a = \bar{y}$ $b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$
 x = tahun

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*:

Tabel D.2 Penaksiran indeks harga untuk mencari persamaan regresi

n	x	y	x ²	y ²	xy
1	2001	389,2	4004001	151477	778789,2
2	2002	395,6	4008004	156499	791991,2
3	2003	402	4012009	161604	805206
4	2004	444,2	4016016	197314	890176,8
5	2005	468,2	4020025	219211	938741
6	2006	499,6	4024036	249600	1002197,6
7	2007	525,4	4028049	276045	1054477,8
8	2008	575,4	4032064	331085	1155403,2
9	2009	521,9	4036081	272380	1048497,1
10	2010	550,8	4040100	303381	1107108
11	2011	585,7	4044121	343044	1177842,7
12	2012	584,6	4048144	341757	1176215,2
13	2013	567,3	4052169	321829	1141974,9
14	2014	576,1	4056196	331891	1160265,4
15	2015	556,8	4060225	310026	1121952
16	2016	541,7	4064256	293439	1092067,2
17	2017	567,5	4068289	322056	1144647,5
18	2018	603,1	4072324	363730	1217055,8
19	2019	607,5	4076361	369056	1226542,5
Total	38190	9962,6	76762470	5315425	20031151,1
Rata-rata	2010	524,347	4040130	279759	1054271,11

Berdasarkan persamaan Least Square diperoleh :

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

Keterangan: a = \bar{y} , harga rata-rata y

b = slope garis *least square*

di mana, a = $\bar{y} = 524,347$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2}$$

$$\begin{aligned} \sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y) &= \sum xy - \frac{\sum x \sum y}{n} = 20.031.151 - \frac{38.190 \times 9.963}{19} \\ &= 6.325,1 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \sum(\bar{x} - x)^2 &= \sum x^2 - \frac{(\sum x)^2}{n} = 76.762.470 - \frac{(38.190)^2}{19} \\ &= 570,0 \end{aligned}$$

$$b = \frac{\sum(\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum(\bar{x} - x)^2} = \frac{6.325,1}{570,0} = 11,1$$

(Peters dan Timmerhaus, 1991)

maka, diperoleh persamaan garis lurus sebagai berikut.

$$y = a + b(x - \bar{x})$$

$$y = 524,35 + 11,1(x - 2010)$$

$$y = 11,10x - 21.780$$

sehingga untuk indeks harga pada tahun 2021:

$$y = 11,10x - 21.780$$

$$y = 11,10(2021) - 21.780$$

$$y = 646,411$$

Indeks harga pada tahun 2021 = 646,411

D.1.1 Perhitungan Harga Peralatan Proses

Maka, Harga peralatan = $\frac{\text{Indeks harga tahun ke-x}}{\text{Indeks harga sekarang}} \times \text{Harga sekarang}$

Contoh perhitungan:

Slag conveyor

Tipe : *Screw*

Jumlah : 1 buah

Harga tahun 2014 = \$ 6.700,00

Harga tahun 2021 = $\frac{\text{Indeks harga tahun 2021}}{\text{Indeks harga tahun 2014}} \times \frac{\text{Harga tahun 2014}}{2014}$

$$= \frac{646,41}{576,1} \times \$ 6.700,00$$

$$= \$ 7.517,71$$

Tabel D.3 Harga peralatan

No	Kode	Nama Alat	n	Harga dalam USD (\$)		
				Harga Satuan (US\$)		Total (US\$)
				2014*	2021	
1	F-111	<i>Coal storage**</i>	2		763.055,00	1.526.110,00
2	J-112 A/B/C	<i>Belt conveyer</i>	3	85.400	95.822,73	287.468,19
3	C-113	<i>Hammer mill</i>	2	397.400	445.901,08	891.802,16
4	A-114	<i>Screener</i>	1	20.100	22.553,12	22.553,12
5	J-115	<i>Bucket elevator</i>	1	12.300	13.801,17	13.801,17
6	J-116A/B	<i>Screw conveyer</i>	2	16.600	18.625,96	37.251,93
7	F-117	<i>Bin pulverized coal</i>	1	25.700	28.836,58	28.836,58
8	M-118	<i>Mixer</i>	1	299.200	335.716,16	335.716,16
9	L-119	<i>Feed slurry pump</i>	2	489.800	549.578,13	1.099.156,26
10	F-311	<i>Oxygen tank</i>	10	2.096.500	2.352.369,44	23.523.694,43
11	G-312	<i>Oxygen compressor</i>	1	1.946.100	2.183.613,72	2.183.613,72
12	R-110	<i>Gasifier</i>	1	668.600	750.199,96	750.199,96
13	H-121	<i>Cyclone</i>	1	71.500	80.226,29	80.226,29
14	H-122	<i>Electrostatic precipitator</i>	1	269.600	302.503,60	302.503,60
15	E-123	<i>Syngas cooler I</i>	4	252.700	283.541,02	1.134.164,10
16	J-124	<i>Slag conveyer</i>	1	6.700	7.517,71	7.517,71
17	R-120	<i>Water gas shift reactor</i>	1	198.600	222.838,34	222.838,34
18	E-131	<i>Water gas shift cooler</i>	3	280.400	314.621,70	943.865,10
19	R-130	<i>COS Hydrolizer</i>	1	86.300	96.832,57	96.832,57
20	E-141	<i>Syngas heater</i>	4	287.200	322.251,61	1.289.006,45
21	D-140 A/B	<i>Desulphurizer tank</i>	2	422.600	474.176,64	948.353,28
22	G-211	<i>Syngas compressor</i>	1	7.961.700	8.933.393,65	8.933.393,65
23	E-212	<i>Economizer</i>	1	118.700	133.186,86	133.186,86
24	E-213	<i>Syngas cooler II</i>	3	176.300	197.816,71	593.450,13

25	R-210	<i>Methanol reactor</i>	1	254.800	285.897,32	285.897,32
26	G-214	<i>Methanol recycle compressor</i>	1	3.584.900	4.022.422,71	4.022.422,71
27	E-221	<i>Methanol cooler</i>	5	62.100	69.679,06	348.395,28
28	H-220	<i>Methanol separator</i>	1	11.700	13.127,94	13.127,94
29	D-230	<i>Distillation column I</i>	1	266.300	298.800,85	298.800,85
30	E-232	<i>Reboiler I</i>	1	67.900	76.186,92	76.186,92
31	E-233	<i>Condensor I</i>	1	18.400	20.645,65	20.645,65
32	F-234	<i>Distillation column I flash drum</i>	1	9.450	10.603,33	10.603,33
33	L-235	<i>Distillation column I reflux pump</i>	1	12.500	14.025,58	14.025,58
34	D-240	<i>Distillation column II</i>	1	356.300	399.784,99	399.784,99
35	E-242	<i>Condensor II</i>	1	58.000	65.078,67	65.078,67
36	F-243	<i>Distillation column II reflux drum</i>	1	43.540	48.853,88	48.853,88
37	L-244	<i>Distillation column II reflux pump</i>	1	12.200	13.688,96	13.688,96
38	E-245	<i>Reboiler II</i>	1	43.300	48.584,59	48.584,59
39	E-246	<i>Product cooler</i>	1	94.900	106.482,17	106.482,17
40	E-247	<i>Waste water cooler</i>	1	132.000	148.110,07	148.110,07
41	F-249	<i>Methanol storage</i>	10	240.900	270.300,88	2.703.008,82
42	-	<i>Oxygen plant***</i>	1		2.500.000,00	2.500.000,00
Total harga peralatan proses (USD)						56.509.239,50

*(Matche, 2020) **(Roofing Calc, 2020) dan (Remodelling Calc, 2020) ***(Alibaba, 2020)

Perhitungan harga peralatan proses:

Kurs USD (US\$ 1) = Rp 14.558,43

Total harga alat tahun 2021 = Rp 822.685.807.618

D.1.2 Harga Peralatan Utilitas

Peralatan utilitas meliputi:

1. Steam
2. Listrik
3. Bahan bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 45% dari harga peralatan (Sinnot, 2005)

Harga peralatan utilitas = 45% × Rp 822.685.807.618

Harga peralatan utilitas = Rp 370.208.613.428

Total harga peralatan = Harga peralatan proses + Harga peralatan utilitas

= Rp 822.685.807.618 + Rp 370.208.613.428

Total harga peralatan = Rp 1.192.894.421.046

D.2 Harga Bahan dan Penjualan Produk

D.2.1 Perhitungan Biaya Bahan Baku

Kapasitas produksi = 650.000 ton/tahun = 1.970 ton/hari

Kebutuhan bahan baku = 199.302 kg/jam = 199,30 ton/jam

= 1.578.472,8 ton/tahun

Tabel D.4 Biaya bahan baku

No	Bahan Baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (Rp/ton)	Total harga / tahun
1	Batu bara*	1.578.472,84	785.864	Rp 1.240.465.058.910
2	Katalis CoMo.Al ₂ O ₃ **	11,94	116.467.440	Rp 1.391.036.059
3	Katalis alumina aktif **	0,01	36.396.075	Rp 266.646
4	Katalis ZnO **	10.749,93	32.756.468	Rp 352.129.603.163
5	Katalis CuO/Al ₂ O ₃ /ZnO**	5,55	2.911.686.000	Rp 16.159.980.785
Total biaya bahan baku				Rp 1.610.145.945.563,16

*(Trading Economics, 2020) **(Alibaba, 2020)

Total biaya bahan baku per tahun = Rp 1.610.145.945.563

D.2.2 Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.5 Harga penjualan produk

Produk	Kapasitas	Harga	Harga
	kg/tahun	(Rp/kg)	(/tahun)
Metanol	650.000.000	7.643,18	Rp 4.968.064.237.500,00
Total			Rp 4.968.064.237.500,00

(Alibaba, 2020)

D.3 Gaji Karyawan

Penentuan jumlah karyawan operasional:

Kapasitas = 650.000 ton/tahun = 1970 ton/hari

Dari Peters & Timmerhaus (1991) Figure 6.8 halaman 198 untuk *average conditions* diperoleh :

Operating labors = 158 /tahap proses

Terdapat 2 tahapan proses utama dalam pabrik, yaitu Unit *Syngas Production* dan Unit *Methanol Synthesis* sehingga jumlah karyawan yang dibutuhkan:

Jumlah karyawan = 158 × 2 = 316 pekerja/hari

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan diperkirakan sebagai berikut.

Tabel D.6 Daftar Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan (Rp)	Jumlah	Total/bulan
1	Dewan Komisaris	50.000.000	3	Rp 150.000.000,00
2	Direktur Utama	100.000.000	1	Rp 100.000.000,00
3	Dir. Produksi	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
4	Dir. Pemeliharaan dan Tekn	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
5	Dir. Keuangan	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
6	Dir. Pemasaran	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
7	Dir. SDM	80.000.000	1	Rp 80.000.000,00
8	Sekretaris	15.000.000	6	Rp 90.000.000,00
9	Kepala Bagian			
	a. Proses	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	b. <i>Quality Control</i>	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	c. Utilitas	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	d. Penjualan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	e. Promosi	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	f. Pembukuan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	g. Pengelolaan Dana	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	h. Kepegawaian	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	i. Pendidikan dan Latihan	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	j. K3	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
	k. <i>Maintenance</i>	50.000.000	1	Rp 50.000.000,00
10	Supervisor			
	a. Utilitas	25.000.000	4	Rp 100.000.000,00
	b. Proses	25.000.000	8	Rp 200.000.000,00
	c. <i>Quality Control</i>	25.000.000	4	Rp 100.000.000,00
11	Operator			
	a. <i>Maintenance</i>	8.000.000	36	Rp 288.000.000,00
	b. Utilitas	8.000.000	32	Rp 256.000.000,00
	c. Proses	8.000.000	104	Rp 832.000.000,00
	d. <i>Quality Control</i>	8.000.000	24	Rp 192.000.000,00
12	Karyawan			
	a. Dokter	30.000.000	4	Rp 120.000.000,00

	b. Perawat	7.000.000	4	Rp	28.000.000,00
	c. Penjualan	7.000.000	8	Rp	56.000.000,00
	d. Pembukuan	7.000.000	4	Rp	28.000.000,00
	e. Pengelolaan Dana	7.000.000	6	Rp	42.000.000,00
	f. Kepegawaian	7.000.000	8	Rp	56.000.000,00
	g. Pendidikan dan Latihan	7.000.000	8	Rp	56.000.000,00
	h. K3	7.000.000	8	Rp	56.000.000,00
13	Keamanan	4.500.000	10	Rp	45.000.000,00
14	Sopir	4.500.000	9	Rp	40.500.000,00
15	Pesuruh/tukang kebun	4.500.000	9	Rp	40.500.000,00
TOTAL			316	Rp	3.826.000.000,00

Biaya gaji karyawan selama satu bulan = Rp 3.826.000.000,00
 Biaya gaji karyawan selama satu tahun = Rp 3.826.000.000,00 × 12
 Biaya gaji karyawan selama satu tahun = Rp 45.912.000.000,00

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 ini :

- 1 Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return, IRR*)
- 2 Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period, MPP*)
- 3 Titik Impas (*Break Event Point, BEP*)

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 pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - 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 (*Total Capital Investment, TCI*)

D.4.1.1 Modal Tetap

A. Biaya Langsung (*Direct Cost, DC*)

1 Harga peralatan		E	Rp	1.192.894.421.045,82
2 Instrumentasi dan kontrol	10%	E	Rp	119.289.442.104,58
3 Instalasi (<i>insulation</i> dan <i>painting</i>)	30%	E	Rp	357.868.326.313,75
4 Perpipaan (terpasang)	25%	E	Rp	298.223.605.261,46
5 Listrik (terpasang)	15%	E	Rp	178.934.163.156,87
6 Bangunan pabrik dan perlengkapan	20%	E	Rp	238.578.884.209,17
7 <i>Service Faci. & Yrd Improvement</i>	45%	E	Rp	536.802.489.470,62
8 Tanah	5%	E	Rp	59.644.721.052,29
Total Direct Cost (DC)		Rp		2.982.236.052.614,56

B. Biaya Tidak Langsung (*Indirect Cost, IC*)

9 <i>Engineering and supervision</i>	8%	DC	Rp	238.578.884.209,17
10 <i>Construction exps. & contractor's fee</i>	9%	E	Rp	107.360.497.894,12
11 <i>Legal expenses</i>	2%	E	Rp	23.857.888.420,92
13 Biaya tidak terduga	7%	E	Rp	83.502.609.473,21
Total Indirect Cost (IC)		Rp		453.299.879.997,41

C. Fixed Capital Investment (FCI)

FCI	=	DC	+	IC	
	=	Rp	2.982.236.052.614,56	+	Rp 453.299.879.997,41
FCI	=	Rp	3.435.535.932.611,97		

D. Modal Kerja (*Working Capital Investment, WCI*)

WCI	=	15%	TCI		
TCI	=	FCI	+	WCI	
TCI	=	Rp	3.435.535.932.611,97	+	WCI
TCI	=	Rp	3.435.535.932.611,97	+	15% TCI
85% TCI	=	Rp	3.435.535.932.611,97		
TCI	=	Rp	4.041.806.979.543,49		

Maka,

Modal tetap (FCI)	=	Rp	3.435.535.932.611,97
Total investasi (TCI)	=	Rp	4.041.806.979.543,49
Modal kerja (WCI)	=	Rp	606.271.046.931,52

(Peters dan Timmerhaus, 1991)

Modal investasi terbagi atas:

1 Modal sendiri (<i>equity</i>)	20%	TCI	=	Rp	808.361.395.908,70
2 Modal pinjaman bank (<i>loan</i>)	80%	TCI	=	Rp	3.233.445.583.634,79

D.4.2 Penentuan Biaya Produksi (*Total Production Cost, TPC*)

A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost, DPC*)

1 Bahan baku (1 tahun)			Rp	1.610.145.945.563,16
2 Tenaga kerja		A.2	Rp	45.912.000.000,00
3 Biaya supervisi	12%	A.2	Rp	5.509.440.000,00
4 Utilitas	11%	TPC		
5 <i>Maintenance</i> dan perbaikan (M)	5%	FCI	Rp	171.776.796.630,60
6 <i>Operating supplies</i> (Penyediaan Bahan)	12%	M	Rp	20.613.215.595,67
7 Laboratorium	11%	A.2	Rp	5.050.320.000,00
8 Produk dan royalti	2%	TPC		

Total Direct Production Cost (DPC) = 13% TPC + Rp 1.859.007.717.789,43

B. Biaya Tetap (*Fixed Cost, FC*)

1 Depresiasi (Peralatan, bangunan)	10%	FCI	Rp	343.553.593.261,20
2 Pajak	2%	FCI	Rp	68.710.718.652,24
3 Asuransi	0,5%	FCI	Rp	17.177.679.663,06

Total Fixed Cost (FC) = Rp 429.441.991.576,50

C. Biaya *Plant Overhead* (*Plant Overhead Cost, POC*)

Plant overhead cost (POC) **7% TPC**

D. Biaya *Pengeluaran Umum* (*General Expenses*)

1 Biaya administrasi	3%	TPC		
2 Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC		
3 Biaya R&D	5%	TPC		

Total General Expenses = 13% TPC

(Peters dan Timmerhaus, 1991)

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost, MC*) = DPC + FC + POC

dimana: DPC = Rp 1.859.007.717.789,43 + 13% TPC

FC = Rp 429.441.991.576,50

POC = 7% TPC

MC = Rp 2.288.449.709.365,93 + 20% TPC

TPC = MC + GE

MC = Rp 2.288.449.709.365,93 + 20% TPC

GE = 13% TPC

TPC = Rp 2.288.449.709.365,93 + 33% TPC

67% TPC = Rp 2.288.449.709.365,93

TPC = Rp 3.415.596.581.143,18

(Peters dan Timmerhaus, 1991)

sehingga:

DPC	=	Rp	2.303.035.273.338,05
POC	=	Rp	239.091.760.680,02
MC	=	Rp	2.971.569.025.594,56
GE	=	Rp	444.027.555.548,61

D.4.3 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cashflow* yaitu *cashflow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang digunakan sebagai berikut.

1 Modal

Modal sendiri = 20%

Modal pinjaman = 80%

2 Bunga bank = 9,95% (OJK, 2020)

3 Laju inflasi = 2,91% (Rata-rata Juni 2019 - Juni 2020) (BI, 2020)

4 Masa konstruksi 2 tahun

Tahun pertama menggunakan 20% modal sendiri dan 80% modal pinjaman. Tahun kedua menggunakan sisa modal sendiri dan pinjaman.

5 Pembayaran modal pinjaman selama masa konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut.

a. Pada awal masa konstruksi (awal tahun (-2)) dilakukan sebesar 50% muka.

b. Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun (-1)) dibayarkan sisa modal pinjaman.

6 Pengembalian pinjaman dalam waktu 10 tahun sebesar = 10% /tahun

7 Umur pabrik diperkirakan 10 tahun dengan depresiasi = 10% /tahun

8 Kapasitas produksi

Tahun I = 80%

Tahun II = 100%

9 Pajak pendapatan

sampai dengan Rp 50.000.000,00 = 10%

Rp 50.000.000,00 - Rp 100.000.000,00 = 15%

di atas Rp 100.000.000,00 = 30%

(Pajak Pendapatan : Pasal 17 ayat 2 UU PPh no. 17, 2000)

D.4.3.1 Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi	=	TPC	-	Depresiasi
	=	Rp 3.415.596.581.143,18	-	Rp 343.553.593.261,20
	=	Rp 3.072.042.987.881,98		

Tabel D.7 Biaya produksi untuk kapasitas 60%, 80%, dan 100%

No	Kapasitas	Biaya Operasi
1	80%	Rp 2.457.634.390.305,58
2	100%	Rp 3.072.042.987.881,98

D.4.3.2 Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal 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 konstruksi adalah sebagai berikut.

Tabel D.8 Modal pinjaman selama masa konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Pinjaman		
		Jumlah (Rp.)	Bunga (9,95%)	Jumlah (Rp.)
-2	50%	1.616.722.791.817	0	1.616.722.791.817,40
-1	50%	1.616.722.791.817	160.863.917.786	1.777.586.709.603,23
0			176.869.877.606	176.869.877.605,52
Modal pinjaman akhir masa konstruksi				3.571.179.379.026,15

Tabel D.9 Modal sendiri selama masa konstruksi

Masa konstruksi	%	Modal Sendiri		
		Jumlah (Rp.)	Inflasi (2,91%)	Jumlah (Rp.)
-2	30%	242.508.418.773	0	242.508.418.772,61
-1	70%	565.852.977.136	7.045.802.290	572.898.779.426,12
0			16.644.912.999	16.644.912.999,17
Modal sendiri akhir masa konstruksi				832.052.111.197,90

$$\begin{aligned}
 \text{Total investasi pada akhir masa konstruksi} &= \text{Modal sendiri} + \text{Modal pinjaman} \\
 &= \text{Rp } 832.052.111.197,90 + \text{Rp } 3.571.179.379.026,15 \\
 &= \text{Rp } 4.403.231.490.224,05
 \end{aligned}$$

Perhitungan Harga Penjualan

Dari *cashflow*, untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan:

$$\text{Produk Metanol} = \text{Rp } 4.968.064.237.500,00$$

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 dengan *trial* i, yaitu laju bunga sehingga memenuhi persamaan:

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

Keterangan : n = tahun CF = *cashflow* pada tahun ke-n

Tabel D.10 *Trial* laju bunga (i)

Tahun ke-n	Actual Cashflow (Rp.)	DF	<i>Trial i = 23,96%</i>	
			<i>Present Value</i>	
1	916.105.334.015	0,807	Rp	739.039.249.064,56
2	1.206.421.573.337	0,651	Rp	785.133.084.348,33
3	1.231.294.837.712	0,525	Rp	646.440.167.381,57
4	1.256.168.102.087	0,424	Rp	532.030.007.879,73
5	1.281.041.366.461	0,342	Rp	437.697.043.250,75
6	1.305.914.630.836	0,276	Rp	359.954.277.034,19
7	1.330.787.895.211	0,222	Rp	295.912.618.101,77
8	1.355.661.159.586	0,179	Rp	243.180.018.858,18
9	1.380.534.423.961	0,145	Rp	199.777.266.494,80
10	1.405.407.688.336	0,117	Rp	164.067.757.810,16
Total Present Value			Rp	4.403.231.490.224,05
Total Investasi/Modal Awal			Rp	4.403.231.490.224,05

Dari perhitungan diatas, nilai I yang didapatkan = 23,96%

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 = 9,95% pertahun

D.4.5 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut.

Tabel D.11 *Cummulative cashflow*

Tahun ke-	<i>Net Cashflow</i>	<i>Cummulative Cashflow</i>
0	Rp (4.403.231.490.224,05)	Rp (4.403.231.490.224,05)
1	Rp 558.987.396.112,66	Rp (3.844.244.094.111,39)
2	Rp 849.303.635.434,10	Rp (2.994.940.458.677,28)
3	Rp 874.176.899.809,02	Rp (2.120.763.558.868,26)
4	Rp 899.050.164.183,94	Rp (1.221.713.394.684,32)
5	Rp 923.923.428.558,86	Rp (297.789.966.125,47)
6	Rp 948.796.692.933,77	Rp 651.006.726.808,30
7	Rp 973.669.957.308,69	Rp 1.624.676.684.116,99
8	Rp 998.543.221.683,61	Rp 2.623.219.905.800,60
9	Rp 1.023.416.486.058,52	Rp 3.646.636.391.859,12
10	Rp 1.048.289.750.433,44	Rp 4.694.926.142.292,56

Dari Tabel D.11, dapat dilihat bahwa pengembalian modal berada antara tahun ke-5 dan 6. Dengan cara interpolasi antara tahun ke- 5 dan 6, maka didapatkan waktu pengembalian modal = 5 tahun 4 bulan

D.6.6 Analisis *Return on Investment* (ROI)

Return on Investment adalah tingkat pengembalian modal yang dapat dari laba bersih per tahun dibagi modal.

Persamaan yang digunakan adalah :

$$\text{Rate on Investment} = \frac{\text{Laba bersih/ tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \quad \text{dimana:} \\ \text{Modal} = \text{TCI}$$

a Menghitung Laba Kotor

$$\begin{aligned} \text{Laba kotor} &= \text{Total penjualan} - \text{Total Production Cost} \\ \text{Laba kotor} &= \text{Rp } 4.968.064.237.500,00 - \text{Rp } 3.415.596.581.143,18 \\ \text{Laba kotor} &= \text{Rp } 1.552.467.656.356,82 \end{aligned}$$

b Menghitung Laba Bersih

$$\begin{aligned} \text{Laba bersih} &= \text{Laba kotor} - \text{Pajak pendapatan} \\ \text{Laba bersih} &= \text{Rp } 1.552.467.656.357 - 30\% \times \text{Rp } 1.552.467.656.357 \\ \text{Laba bersih} &= \text{Rp } 1.086.727.359.449,78 \end{aligned}$$

maka,

$$\begin{aligned} \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\text{Laba kotor per tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 1.552.467.656.356,82}{\text{Rp } 4.041.806.979.543,49} \times 100\% \end{aligned}$$

$$\text{ROI sebelum pajak} = 38,41\%$$

$$\begin{aligned} \text{ROI sesudah pajak} &= \frac{\text{Laba bersih per tahun}}{\text{Modal}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp } 1.086.727.359.449,78}{\text{Rp } 4.041.806.979.543,49} \times 100\% \end{aligned}$$

$$\text{ROI sesudah pajak} = 26,89\%$$

Dari Aries dan Newton (1955) Tabel 54, dengan ROI sesudah pajak 26,89% maka pabrik ini dikategorikan sebagai *low risk*.

D.4.6 Analisa *Break Even Point* (BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

Tabel D.12 Biaya FC, VC, SVC, dan S

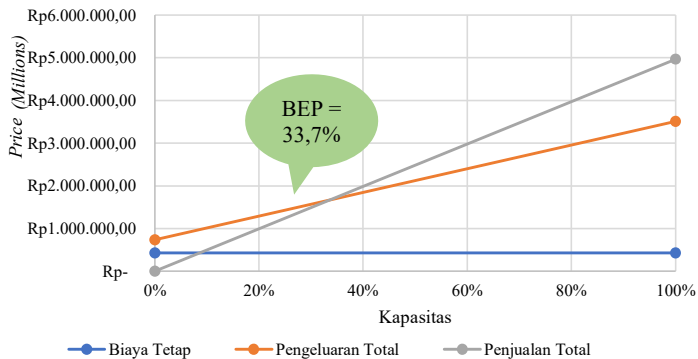
No	Keterangan	Jumlah
1	Biaya Tetap (FC)	Rp 429.441.991.576,50
2	Biaya Variabel (VC)	
	- Bahan Baku	Rp 1.610.145.945.563,16
	- Utilitas	Rp 375.715.623.925,75
	- Royalti	Rp 68.311.931.622,86 +
	Total VC	Rp 2.054.173.501.111,78

3	Biaya Semi Variabel (SVC)	
	- Gaji Karyawan	Rp 45.912.000.000,00
	- Pengawasan, 3% TPC	Rp 102.467.897.434,30
	- Pemeliharaan dan Perbaikan	Rp 171.776.796.630,60
	- Operating supplies	Rp 20.613.215.595,67
	- Laboratorium	Rp 5.050.320.000,00
	- General Expenses	Rp 444.027.555.548,61
	- Plant Overhead Cost	Rp 239.091.760.680,02 +
	Total SVC	Rp 1.028.939.545.889,20
4	Total Penjualan (S)	Rp 4.968.064.237.500,00

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC} + 0,3 \text{ SVC}}{\text{S} - 0,7 \text{ SVC} - \text{VC}} = 33,65\%$$

Data Grafik BEP

Kapasitas	0%	100%
Biaya Tetap	Rp 429.441.991.576,50	Rp 429.441.991.576,50
Pengeluaran Total	Rp 738.123.855.343,26	Rp 3.512.555.038.577,47
Penjualan Total	Rp -	Rp 4.968.064.237.500,00



Gambar D.2 Grafik BEP

RIWAYAT PENULIS



Penulis bernama lengkap Monica Febriana Putri, dilahirkan di Serang, 08 Februari 1998 yang merupakan anak kedua dari tiga bersaudara. Penulis telah menempuh Pendidikan formal SD Negeri Kedaleman IV Cilegon, SMP Negeri 2 Cilegon, SMA Negeri 1 Cilegon, dan S1 Teknik Kimia FTIRS - ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktik di PT. Chandra Asri Petrochemical Cilegon, Banten. Penulis mengambil penelitian di laboratorium

Pengolahan Limbah Industri dan telah menyelesaikan laporan tugas penelitian yang berjudul, “Pengaruh Variasi *Packing* dan *Feed Inlet* terhadap Efisiensi Reduksi H_2S oleh *Thiobacillus thiooxidans* pada Reaktor Biofilter Aerob” dan laporan desain pabrik kimia dengan judul “Pra Desain Pabrik Metanol dari Batubara.”

Email: monicafebrianaputri@gmail.com

RIWAYAT PENULIS



Penulis bernama lengkap Muhammad Nidhom, dilahirkan di Gresik, 16 Juli 1998 yang merupakan anak keempat dari empat bersaudara. Penulis telah menempuh Pendidikan formal MI Al-Ma'arif Abar-abir Gresik, MTs. Assa'adah I Sampurnan Bungah Gresik, SMA Assa'adah Sampurnan Bungah Gresik, dan S1 Teknik Kimia FTIRS - ITS. Penulis pernah melaksanakan kerja praktik di PT. Trans Pacific Petrochemical Indotama Tuban. Penulis mengambil penelitian di laboratorium Pengolahan Limbah Industri dan telah menyelesaikan laporan tugas penelitian yang berjudul, "Pengaruh Variasi *Packing* dan *Feed Inlet* terhadap Efisiensi Reduksi H₂S oleh *Thiobacillus thiooxidans* pada Reaktor Biofilter Aerob" dan laporan desain pabrik kimia dengan judul "Pra Desain Pabrik Metanol dari Batubara." Apabila ada kritik dan saran yang membangun terkait penelitian tersebut, maka pembaca dapat menghubungi penulis via email.

Email: nidhom.muh@gmail.com