

SKRIPSI

**PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO₂ DAN H₂
DENGAN METODE *INCREASE THE EFICIENCY OF
PRODUCTION AND PURIFICATION INSTALATION OF
METHANOL* KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN**



Sucipta Nurul Sakinah

(1810017411026)

**Sebagai Salah Satu Syarat Untuk Meraih Gelar Sarjana Pada
Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta**

UNIVERSITAS BUNG HATTA

JULI 2022

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN

KATA PENGANTAR

DAFTAR ISI..... i

DAFTAR TABEL..... iii

DAFTAR GAMBAR..... vi

DAFTAR LAMPIRAN viii

BAB I PENDAHULUAN.....1

1.1 Latar Belakang.....1

1.2 Kapasitas Rancangan.....2

1.3 Lokasi Pabrik.....4

BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....15

2.1 Tinjauan Umum.....15

2.2 Tinjauan Proses19

2.3 Sifat Fisika dan Kimia25

2.4 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....30

BAB III TAHAPAN DAN DESKRIPSI PROSES25

3.1 Tahapan Proses.....26

3.2 Deskripsi Proses28

BAB IV NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI30

4.1 Neraca Massa.....30

4.2 Neraca Energi34

BAB V UTILITAS.....43

5.1 Unit Penyediaan Listrik.....43

5.2 Unit Pengadaan Air47

5.3 Air Pendingin.....50

BAB VI SPESIFIKASI PERALATAN53

6.1 Spesifikasi Peralatan Utama53

6.2 Spesifikasi Peralatan Utilitas59

BAB VII TATA LETAK DAN K3LH (KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN HIDUP)69

7.1 Tata Letak Pabrik	71
7.2 Kesehatan, Keselamatan Kerja, dan Lingkungan Hidup	73
BAB VIII ORGANISASI PERUSAHAAN.....	83
8.1 Struktur Perusahaan.....	83
8.2 Bentuk Organisasi	85
8.3 Tugas dan Wewenang.....	87
8.4 Jumlah Karyawan	90
8.5 Sistem Kerja	91
8.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji	93
BAB IX ANALISA EKONOMI.....	96
9.1 <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	97
9.2 Biaya Produksi (<i>Total Production Cost</i>)	98
9.3 Harga Jual (<i>Total Sale</i>).....	98
9.4 Tinjauan Kelayakan Ekonomi	99
BAB X TUGAS KHUSUS	100
10.1 Pendahuluan	100
10.2 Rancangan Alat	101
BAB XI PENUTUP	150
11.1 Kesimpulan.....	150
12.2 Saran	150
DAFTAR PUSTAKA	

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Pabrik Penghasil Metanol di Dunia	2
Tabel 1.2 Data Ketersediaan Karbon Dioksida di Indonesia	3
Tabel 1.3 Data Ketersediaan Hidrogen di Indonesia	3
Tabel 1.4 Kebutuhan Impor di Indonesia.....	6
Tabel 1.5 Kebutuhan Metanol di Dunia	10
Tabel 1.6 Analisa SWOT Subang,Jawa Barat	12
Tabel 2.1 Data Emisi Gas CO ₂	16
Tabel 2.2 Perbandingan Proses pembuatan Metanol	21
Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Karbon Dioksida	6
Tabel 2.4 Sifat Fisika dan Kimia Hidrogen	25
Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku	26
Tabel 2.6 Spesifikasi Produk.....	26
Tabel 4.1 Neraca Massa Metanol Reaktor (R-2041)	27
Tabel 4.2 Neraca Massa Flush Drum (FD-3071).....	27
Tabel 4.3 Neraca Massa Flush Drum (FD-3072).....	28
Tabel 4.4 Neraca Massa Distilasi (DC-3102)	29
Tabel 4.5 Neraca Massa Flush Drum (FD-3073).....	29
Tabel 4.6 Neraca Energi Kompresor (JC-1011).....	30
Tabel 4.7 Neraca Energi Kompresor (JC-1022).....	30
Tabel 4.8 Neraca Energi Heater (E-1041).....	40
Tabel 4.9 Neraca Energi Metanol Reaktor (R-2041)	41
Tabel 4.10 Neraca Energi Cooler (C-3062)	42
Tabel 4.11 Neraca Energi Heater (E-3094).....	43
Tabel 4.12 Neraca Energi Destilasi (D-3101).....	44
Tabel 4.13 Neraca Energi Reboiler (R-3121)	45
Tabel 4.7 Neraca Energi Condensor (C-3135).....	46
Tabel 4.15 Neraca Energi Cooler (C-3115)	46
Tabel 5.1 Parameter Fisik dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan	57
Tabel 5.2 Parameter Biologi Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan	58
Tabel 5.3 Parameter Kimia dalam Standar Baku Mutu Kesehatan Lingkungan	58

Tabel 5.4 Karakteristik Sungai Cidahu.....	65
Tabel 5.5 Persyaratan Air Proses	67
Tabel 5.6 Jenis-jenis Resin.....	68
Tabel 6.3 Spesifikasi <i>Reaktor</i>	69
Tabel 6.4 Spesifikasi Heater (D-3131).....	70
Tabel 6.5 Spesifikasi <i>Flush Drum</i> (R-3033).....	71
Tabel 6.6 Spesifikasi Pompa (P-2061).....	72
Tabel 6.7 Spesifikasi Tangki Metanol(R-1031).....	73
Tabel 6.8 Spesifikasi Pompa (P-4101).....	82
Tabel 6.9 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai (BP-4201)	83
Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Pelarutan Alum (TP-4303).....	84
Tabel 6.11 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kapur Tohor (TP-4302)	85
Tabel 6.12 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit (TP-4301).....	86
Tabel 6.13 Spesifikasi Unit Pengolahan <i>Raw Water</i> (BR-4401)	87
Tabel 6.14 Spesifikasi Bak Pencampur (BR-4401 a).....	88
Tabel 6.15 Spesifikasi Bak Pembentukan Flok (BR-4401 b)	89
Tabel 6.16 Spesifikasi Bak Sedimentasi (BR-4401 c)	90
Tabel 6.17 Spesifikasi Bak Penampung Berpelampung (BR-4401 d).....	91
Tabel 6.18 Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-4501).....	92
Tabel 6.19 Spesifikasi Bak Penampung Air Bersih (BP-4202)	93
Tabel 6.20 Spesifikasi <i>Softener Tank</i> (RO-4601)	94
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki Air Demin (TD-4701)	95
Tabel 6.22 Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT-4801).....	96
Tabel 7.1 Perincian Luas Lahan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida dan Hidrogen	99
Tabel 8.1 Karyawan <i>Non Shift</i>	117
Tabel 8.2 Karyawan <i>Shift</i>	119
Tabel 8.3 Waktu Kerja Karyawan <i>Non Shift</i>	119

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Kebutuhan Metanol di Indonesia	4
Gambar 1.2 Suka Sari , Kec. Cidahu. Kab, Subang Jawa Barat	5
Gambar 1.3 Jln. Lintas Desa, Tj Palas kota Dumai,	8
Gambar 1.4 Pare-pare, Sulawes Selatan	11
Gambar 2.1 Struktur Metanol	15
Gambar 2.2 <i>Metanol Production by CO₂ hydrogenation Analysis and Simulation of Reactor Performance</i>	17
Gambar 2.3 Gas-Phase CO ₂ Hydrogenation	18
Gambar 2.5 <i>Increase the efficiency of Production and purification instalasi of methanol</i>	
Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Metanol.....	26
Gambar 3.2 <i>Flowsheet</i> Pembuatan Metanol	27
Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air Sanitasi	45
Gambar 5.2 <i>Flowsheet</i> Proses Pengolahan Air	46
Gambar 7.1 Tata Letak Lingkungan Pabrik Metanol.....	72
Gambar 7.3 <i>Safety Helmet</i>	77
Gambar 7.4 <i>Safety Belt</i>	77
Gambar 7.5 <i>Boot</i>	78
Gambar 7.6 <i>Safety Shoes</i>	79
Gambar 7.7 <i>Safety Gloves</i>	80
Gambar 7.8 <i>Ear Plug</i>	80
Gambar 7.9 <i>Safety Glasses</i>	80
Gambar 7.10 <i>Respirator</i>	81
Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan	85
Gambar 9.1 Kurva BEP.....	99

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran A Perhitungan Neraca Massa	LA-1
Lampiran B Perhitungan Neraca Energi	LB-1
Lampiran C Perhitungan Spesifikasi Alat Utama dan Utilitas.....	LC-1
Lampiran D Analisa Ekonomi	LD-1

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Metanol adalah senyawa kimia dengan rumus CH_3OH . Metanol menempati posisi penting di industri hilir karena digunakan menjadi bahan utama formaldehid, tekstil, plastik, asam asetat, farmasi, industri kayu lapis dan biodiesel. Pengolahan karbon dioksida dan hidrogen menjadi metanol memiliki nilai yang ekonomis yang sangat membantu perekonomian Indonesia. Peningkatan keuntungan yang di dapat dari produksi metanol di perkirakan sebesar tiga kali lipat dari harga bahan baku CO_2 pada tahun 2021 sebesar Rp. 583.300.000 per Ton, H_2 sebesar Rp. 681.800.000 per Ton dan harga produk metanol Rp. 3.840.000.000 per ton .

Alternatif bahan baku CO_2 di peroleh dari PT Pertamina Refinery Unit II Dumai, Riau dengan kapasitas produksi 7.343 Ton/Tahun dan PT. Pertamina EP Asset 3 Subang, Jawa Barat dengan kapasitas produksi CO_2 547.500 Ton/Tahun. Alternatif bahan baku H_2 dapat di peroleh dari PT. Aneka Gas Industri Subang, Jawa Barat dengan kapasitas produksi 498.000 Ton/Tahun, PT. Samator Industri Sulawesi dengan kapasitas produksi 167.900 Ton/Tahun dan PT. Air Liquide berada di Cilegon, Banten dengan kapasitas produksi 218.176 Ton/Tahun.

Pengembangan teknologi pengolahan metanol dari CO_2 dan H_2 sudah ditemukan oleh penelitian sebelumnya (Grazia Leonzio et al., 2019, Harri Nieminen et al., 2019, J. Kotowicz et al., 2021). Grazia Leonzio (2019) menjelaskan proses pembuatan metanol yang dimulai dengan menaikkan tekanan CO_2 dan H_2 menggunakan kompresor dari 1 bar ke 78 bar. Reaksi pembentukan metanol terjadi di dalam Plug Flow Reactor (PFR). Reaksi terjadi pada temperatur 290°C . Produk yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dengan menggunakan Flash Vessel I dan Flash Vessel II untuk memisahkan CO_2 dan H_2 dari metanol dan air. Selanjutnya dilakukan proses pemisahan metanol dengan air menggunakan proses distilasi dengan temperatur 65°C . Harri Nieminen (2019) menemukan proses pembuatan metanol dengan menggunakan *multitubular reactor* . Pemisahan metanol dilakukan dengan proses

destilasi pada suhu 65 °C. Pengembangan proses pembuatan metanol juga dilakukan oleh J. Kotowicz (2021) dengan pemanfaatan energi aliran dan peningkatan efisiensi seluruh sistem menjadi 52,41%.

Secara ekonomi, metanol mempunyai dampak yang sangat signifikan terhadap perkembangan ekonomi di dunia karena dapat menyumbangkan pendapatan 12 miliar USD per tahun dan dapat menciptakan lebih dari 100.000 lapangan kerja yang mana hal ini merupakan suatu langkah besar untuk kemajuan negara ini dan juga untuk memanfaatkan Karbon Dioksida dan Hidrogen yang ada di Indonesia. (*sumber: Bisnis.com*)

1.2 Kapasitas

Penentuan kapasitas produksi dari pabrik metanol, terdapat beberapa faktor yang harus dipertimbangkan yaitu kapasitas minimum dari pabrik yang telah ada, ketersediaan bahan baku, dan kebutuhan pasar.

1.2.1 Kapasitas Minimum dari Pabrik yang telah Berdiri

Dalam penentuan kapasitas pabrik, hal penting yang harus di perhatikan adalah kapasitas pabrik yang telah ada, baik di dalam negeri maupun diluar negeri. Hal ini guna untuk memperkirakan kapasitas pendirian pabrik agar tidak terlalu jauh berbeda dari kapasitas pabrik yang telah ada. Kapasitas pabrik metanol yang telah berdiri dapat dilihat pada Tabel 1.1.

Tabel 1.1 Kapasitas pabrik metanol yang telah beridiri di Dunia

Pabrik Metanol	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)	Sumber
George Olah, Vulcanol	Islandia	1.700.000	analytics.com
CelanaseCanada,Edmonton,Alberta	Canada	765.000	analytics.com
Beaumont Metanol,Beaumont	USA	840.000	Thermofisher.com
Bio MCN	Belanda	1.000.000	Thermofisher.com
PT.Kaltim Metanol Industri	Indonesia	660.000	Kemenperin.go.id

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Pada perancangan pabrik metanol ini, terdapat dua bahan baku yang akan digunakan, yang pertama adalah karbon dioksida (CO_2) dari hidrogen (H_2). Penghasil Karbon Dioksida (CO_2) di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.2

Tabel 1.2 Data Ketersediaan Karbon Dioksida di Indonesia

Supplier	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
PT. Samator Industri	Sulawesi	167.900
PT Pertamina Refinery Unit II	Dumai ,Riau	7.343
PT Pertamina EP Asset 3 Subang	Subang, Jawa Barat	547.500

Sumber : Kementerian ESDM

Sedangkan untuk bahan baku Hidrogen (H_2) yang ada di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.3

Tabel 1.3 Data Ketersediaan Hidrogen di Indonesia

Supplier	Lokasi	Kapasitas Produksi (ton/tahun)
PT.Aneka Gas Industri	Subang	498.000
PT.Samarator Industri	Sulawesi	167.900
PT.Air Liquide	Cilegon	218.176

Sumber : Industrystok.com

1.2.2 Kebutuhan Pasar

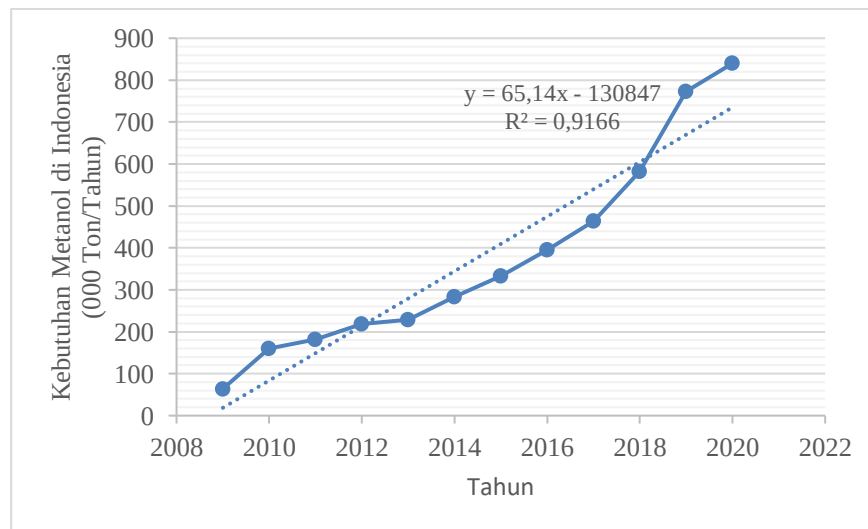
Berdasarkan data kebutuhan impor metanol di Indonesia dapat dilihat bahwa kebutuhan metanol di Indonesia cukup besar. Hal ini dapat dilihat pada Tabel 1.4

Tabel 1.4 Kebutuhan impor metanol di Indonesia

Tahun	Import (Ton/Tahun)
2009	64
2010	160
2011	182
2012	218
2013	229
2014	284
2015	333
2016	395
2017	464
2018	582
2019	773
2020	840

Sumber : Badan Statistik Pusat 2020

Pada Tabel 1.4 dapat dilihat bahwa kebutuhan import metanol di Indonesia mulai dari tahun 2009 sampai 2020 pertahun mengalami peningkatan. Dari data diatas, didapatkan grafik regresi linear yang dapat dilihat pada Gambar 1.1

**Gambar 1.1** Kebutuhan Metanol di Indonesia

Dari Gambar 1.1 didapatkan persamaan regresi linear $y = 6514x - 130847$ dimana “x” adalah tahun. Pabrik akan didirikan pada tahun 2025, maka didapatkan kebutuhan impor metanol di Indonesia pada tahun 2025 adalah 1.306.003 Ton.

Selain mengetahui kebutuhan metanol di Indonesia, juga perlu mengetahui kebutuhan metanol secara global, hal ini bertujuan untuk mengetahui banyak metanol yang dibutuhkan untuk konsumen luar negeri. Kebutuhan Metanol di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.5

Tabel 1.5 Kebutuhan Metanol di Dunia

Negara	Export (ton/tahun)	Import (ton/tahun)
USA	850.360	770.368
Netherland	674.066	796.422
India	5.180	632.091
China	62.021	2.909.888

Sumber: Tradeeconomy2019

Dengan mempertimbangkan kebutuhan metanol pada tahun 2025 dari regresi linear yang telah dibuat, ketersediaan bahan baku, dan kapasitas pabrik yang telah berdiri, di dapatkan kesimpulan bahwa di Indonesia kapasitas produksi Pabrik metanol yang akan didirikan adalah 300.000 Ton/Tahun

1.3 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik merupakan hal yang sangat penting. Dalam pemilihan lokasi pabrik digunakan analisa SWOT (*Strenght, Weakness, Opportunities* dan *Threat*) yang akan disusun dalam bentuk tabel sebagai acuannya

1.3.1 Alternatif 1 Sukasari, Kecamatan Cidahu, Kabupaten Subang, Jawa Barat

Sukasari merupakan kawasan yang terletak di Kecamatan Cidahu, Kabupaten Subang, Jawa Barat yang dapat dilihat pada Gambar 1.2.



Gambar 1.2 Sukasari, kec. Cidahu, kab. Subang, Jawa Barat

Sumber: map.google.com

Tabel 1.6 Analisa SWOT dilokasi pabrik di sukasari, kec. Cidahu, Subang, Jawa Barat.

Variabel	Internal		Eksternal	
	<i>Strenght</i> (Kekuatan)	<i>Weakness</i> (Kelemahan)	<i>Opportunities</i> (Peluang)	<i>Threat</i> (Tantangan)
Bahan baku	• Sumber bahan baku CO₂ didapatkan dari PT Pertamina EP Asset 3 Subang sebesar 547.500 Ton/Tahun yang berjarak 5,8 km dari lokasi. • Sumber bahan baku H₂ didapatkan dari PT Aneka Gas Industri dengan kapasitas 498.000Ton/Tahun yang berjarak 3km dari lokasi.	Bahan baku harus di datangkan dai pabrik lain.	Dapat bekerja sama dengan PT Pertamina EP Asset 3 Subang dalam pemanfaatan gas CO ₂ sehingga dapat mengurangi dana pengeluaran perusahaan .	• Perlu membangun jalur pipa untuk bahan baku CO₂ dan H₂ • Bekerja sama dengan pihak ketiga
Pemasaran	• Transportasi darat dekat dengan Tol Cikopo yang berjarak 11 km dari lokasi • Berada di kawasan industri terpadu Subang	Perlu penanganan khusus dalam pemasaran	Kesempatan untuk memasarkan produk di pulau jawa lebih mudah. Karena banyaknya terdapat industri yang membutuhkan bahan baku metanol seperti industri formaldehid, tekstil, plastik, farmasi, dan kayu lapis	Peningkatan pemasaran dapat dilakuan di dalam negeri dan juga melakukan ekspor ke luar negeri seperti China dan India

Utilitas	Adanya unit integrasi air di kawasan industri terpadu Subang	Ketergantungan air terhadap pihak ke tiga	Adanya unit listrik di kawasan industri terpadu Subang	Membuat unit utilitas secara mandiri
Tenaga Kerja	Banyak tersedia tenaga kerja sesuai dengan kompetensi yang dibutuhkan.	Persaingan tenaga kerja dari penduduk sekitar yang tidak sesuai dengan yang dibutuhkan.	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik	Perusahaan yang lebih mapan dapat menawarkan gaji yang lebih tinggi untuk tenaga kerja yang terlatih. Perusahaan harus mengeluarkan dana yang cukup besar untuk peningkatan kualitas SDM
Iklim	• Suhu 23°C-31°C • Curah hujan 200mm setiap bulannya	Curah hujan yang tinggi menyebabkan bencana banjir tahunan, dan longsor .	Kondisi iklim yang stabil sehingga tidak menggagu proses produksi .	Membuat sistem drainase untuk mencegah terjadinya banjir saat curah hujan tinggi.

1.3.2 Alternatif 1 Jl. Lintas Desa, Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau

Di rencanakan berletak di Jl. Lintas Desa, Tj.Palas, Kota Dumai, Riau, Lokasi peta dapat dilihat dari Gambar 1.3



Gambar 1.3 Jl. Lintas Desa, Tj.Palas, Kota Dumai, Riau

Sumber:map.google.com

Tabel 1.6 Analisa SWOT di Jalan Lintas Desa, Tj. Palas, Dumai Timur, Kota Dumai, Riau

Variabel	Internal		Eksternal	
	<i>Strenght</i> (Kekuatan)	<i>Weakness</i> (Kelemahan)	<i>Opportunitis</i> (Peluang)	<i>Threat</i> (Tantangan)
Bahan Baku	Penyediaan bahan baku CO ₂ dan H ₂ didapat dari PT Pertamina Refinery Unit II dengan kapasitas produksi 7.343 Ton/Tahun. Jarak lokasi dengan bahan baku cukup dekat yaitu sekitar 7,7 km.	Bahan baku CO ₂ yang sedikit dibanding perusahaan lain yaitu 7.343 Ton/Tahun, dan ketergantungan terhadap perusahaan lain.	Bahan baku CO ₂ bisa didapat dari gas buang (fluegas) PLTU Tanjung Selor. Sehingga dapat meminimalisir pengeluaran pabrik.	Meningkatkan dan menjaga kualitas dari bahan baku yang tersedia di kota Dumai.
Pemasaran	Transportasi laut bisa melalui Pelabuhan Tanjung Palas yang berjarak 7,9 km dari lokasi pabrik.	Perlu Penanganan khusus dalam pemasaran.	Kesempatan pemasar produk ke industri yang membutuhkan seperti industri biodiesel.	Peningkatan pemasaran untuk ekspor seperti ke China dan India maupun dalam negeri.
Utilitas	Tersedianya unit integrasi air di kawasan industri Tanjung Buton.	Kualitas air bersih masih rendah.	Tidak tergantung terhadap unit integrasi air karena kebutuhan air dapat diperoleh dari Sungai Sembilan.	Membuat unit utilitas mandiri.
Tenaga kerja	Tersedia tenaga kerja yang sesuai kompetensi yang dibutuhkan.	Persaingan tenaga kerja dengan produk sekitar yang tidak sesuai dengan kompetensi yang dibutuhkan.	Tersedia tenaga kerja dari lembaga kerja yang terdidik.	Upaya untuk memberi pelatihan terhadap tenaga kerja yang kurang memenuhi kompetensi perusahaan.

Iklim	• Suhu 27,3°C-30°C • Curah hujan rata-rata 100-300 mm perbulan.	Wilayah rawan bencana seperti kebakaran, hutan, banjir, dan gempa.	Iklim yang masih stabil tidak mengganggu proses produksi.	Menyiapkan jalur dan tempat evakuasi yang efektif.
-------	--	--	---	--

1.3.3 Alternatif 3 Pare pare, Sulawesi Selatan

Direncanakan terletak di kota Parepare Sulawesi Selatan lokasi peta dapat dilihat pada gambar 1.4



Gambar 1.4 Pare pare, Sulawesi Selatan

Sumber: map.google.com

Tabael 1.7 Analisa SWOT di Parepare, Sulawesi Selatan

Variable	Internal		Eksternal	
	<i>Strength</i> (Kekuatan)	<i>Weakness</i> (Kelemahan)	<i>Opportunities</i> (Peluang)	<i>Threat</i> (Tantangan)
Bahan Baku	Sumber bahan baku CO ₂ dan H ₂ di dapatkan dari PT. Somator Gas dengan kapasitas 167.900 ton/tahun. Jarak lokasi dengan bahan baku yang cukup dekat yaitu 3,8 km.	Bahan baku harus didatangkan dari perusahaan lain.	Ketersediaan bahan baku yang cukup	Melakukan kerja sama dengan pihak ke tiga
Pemasaran	Dekat dengan jalur transportasi darat yaitu jalan lintas Makassar.	Perlu penanganan khusus dalam pemasaran, kurangnya konsumen di daerah sekitar.	Peluang pemasaran yang lebih mudah karena dekat dengan jalan lintas Makassar.	Peningkatan pemasaran dapat dilakuan di dalam negeri dan juga melakukan ekspor ke luar negeri seperti China dan India.
Utilitas	Terdapat sungai yang berada di lokasi.	Ketergantungan terhadap debit air sungai.	Sumber listrik dapat diperoleh dari tenaga turbin dan PLN sekitar	Mendirikan unit utilitas mandiri.
Tenaga Kerja	Terdapat tenaga kerja yang terampil dan memenuhi kompetensi yang di butuhkan.	Keterbatasan mendapatkan tenaga kerja yg memenuhi kompetensi yang di butuhkan.	Tersedia rekomendasi tenaga kerja dari lembaga yang terdidik	Perusahaan harus mengeluarkan dana yang cukup besar untuk peningkatan kualitas SDM.

Iklm	• Suhu 28,5°C - 30°C • Curah hujan rata-rata 140mm/bulan.	Adanya bencana alam gempa.	Iklm yan cukup stabil tidak menghambat produksi.	Menyiapkan jalur dan tempat evakuasi yang efektif.
------	--	----------------------------	--	--

1.3.4 Pemilihan lokasi pabrik

Dari ketiga data lokasi alternatif yang telah di jelaskan kelebihan dan kelemahannya masing – masing melalui analisa SWOT, maka di putuskan bahwa untuk pendirian pabrik metanol yaitu di Sukasari, Kec.Cidahu, Kab. Subang, Jawa Barat. Berdasarkan hasil analisa SWOT yang mendukung di lokasi tersebut yaitu:

- Terdapat sumber bahan baku yang memenuhi kapasitas pabrik dan dekat dengan lokasi, Sumber bahan baku CO₂ didapat dari PT. Pertamina EP Asset 3 Subang Field kapasitas 547.500 ton/tahun dan H₂ didapat dari PT. Aneka Gas Industri kapasitas 498.000 Ton/Tahun.
- Peluang pemasaran produk yang cukup banyak ke industri lain seperti industri tekstil, plastik, farmasi dan pelamisan kayu.
- Tersedianya unit instalasi air dan listrik di kawasan industri terpadu Subang.
- Banyaknya tersedia tenaga kerja yang sesuai dengan kompetensi yang di butuhkan.
- Kondisi iklim yang stabil sehingga tidak mengganggu proses produksi.

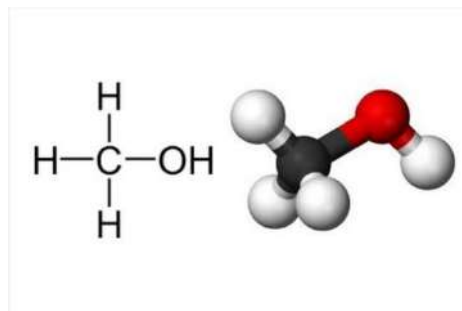
BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Tinjauan Umum

2.1.1 Metanol

Metanol adalah salah satu bahan kimia paling dibutuhkan dalam berbagai industri yang dapat diperoleh melalui hidrogenasi CO_2 dan H_2 . Metanol merupakan senyawa kimia dengan rumus CH_3OH dengan berat molekul 32,043 g/mol dan berwujud cair pada suhu lingkungan dan tekanan atmosfer. Titik lebur metanol sebesar $-98,68^\circ\text{C}$ dan titik didihnya sebesar $64,7^\circ\text{C}$. Metanol mempunyai sifat mudah menguap, mudah terbakar, tidak berwarna dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan dari pada etanol). Metanol sering digunakan sebagai bahan baku untuk produksi formaldehida, metil tersier-butyl eter, asam asetat, sebagai bahan bakar atau bahan bakar campuran (Yih-Hang Chen et al., 2019).



Gambar 2.1 Metanol

Metanol dapat diproduksi dari proses penyulingan kayu, gasifikasi batu bara muda dan sintesis gas alam. Teknologi pembuatan metanol dari gas alam skala industri telah berdiri di PT. Kaltim dengan kapasitas 660.000 Ton/Tahun.

2.1.2 Karbondioksida (CO_2)

Karbon dioksida (CO_2) adalah gas cair tidak berwarna, tidak berbau, tidak mudah terbakar, dan sedikit asam. CO_2 lebih berat daripada udara dan larut dalam air. CO_2 diproduksi dalam industri dengan menggunakan sumber CO_2 yang diperoleh melalui berbagai proses dalam industri petrokimia, atau dengan membakar gas alam dalam proses kogenerasi. Gas karbon dioksida biasanya yang

dihasilkan dari emisi gas atau hasil dari pembakaran dari industri pertamina, industri semen dan lain sebagainya. Data emisi gas karbon dioksida yang dihasilkan PT. Pertamina dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2. 1. Data Emisi Gas CO₂

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2015	232.046
2016	267.952
2017	273.853
2018	295.445
2019	299.872
2020	315.572

Sumber : Pusat Data dan Teknologi Informasi ESDM, 2020

2.1.3 Hidrogen (H₂)

Hidrogen merupakan unsur kimia yang memiliki simbol H. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen bersifat non-logam, bervalensi tunggal, tidak berwarna, tidak berbau dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar pada konsentrasi rendah 4 % di udara bebas. Menurut American Nuclear Society J (2012), kebutuhan dunia akan gas hidrogen sangat besar yaitu sekitar 5 juta ton per tahun. Gas hidrogen diperlukan dalam proses produksi metanol, memproduksi asam hidroklorida, bahan bakar roket, mereduksi biji - biji besi dan sebagai gas pengisi balon, bahan bakar alternatif, pembentuk amonia, serta bahan oil refining dan oil upgrading. Gas hidrogen diperoleh secara industri dari berbagai senyawa hidrokarbon seperti metana dan proses elektrolisis air.

2.1.4 Katalis

Katalis merupakan senyawa kimia selain reaktan dan produk yang digunakan pada sistem reaksi, dimana katalis berperan dalam menurunkan energi aktivasi reaksi tersebut, selain itu katalis juga berfungsi untuk menurunkan temperatur reaksi, mempertahankan konstanta kesetimbangan sehingga dapat mempercepat reaksi serta memperoleh produk antara dan bukan produk termodinamika yang diinginkan.

$$k = Ae^{-E_a/RT}$$

Keterangan:

k= konstanta laju reaksi

A= Faktor frekuensi $\left(\frac{L}{mol}\right) s$

E_a= energy aktivasi $\left(\frac{J}{mol}\right)$

R= konstanta gas universal (8,314/mol⁻¹ K⁻¹)

T= suhu (K)

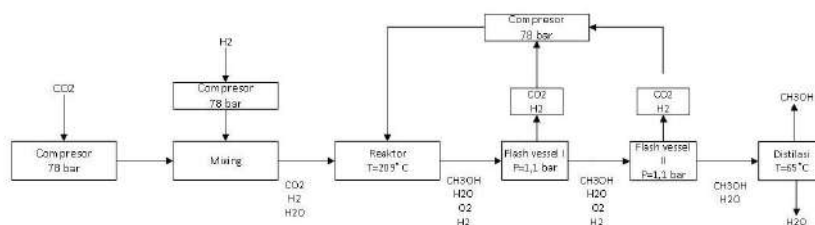
Katalis terbagi menjadi dua jenis berdasarkan kesamaan fase dengan reaktan dan produk, yaitu katalis homogen dan katalis heterogen. Katalis homogen merupakan katalis yang berfasa sama dengan molekul pereaksi. Reaksi yang menggunakan katalis homogen dapat berlangsung spesifik dengan menghasilkan produk yang diinginkan dengan hasil yang tinggi, salah satu contoh katalis homogen yaitu KOH sebagai elektrolit pada proses elektrolisis, KOH berfungsi sebagai penghantar listrik sehingga dapat memicu pemecahan hidrogen dan oksigen. Katalis heterogen merupakan katalis yang mempunyai fasa berbeda dengan reaktan, biasanya katalis jenis ini dalam bentuk padatan. Jika reaktan berfasa gas, maka reaktan akan terserap oleh permukaan katalis padat. Katalis heterogen terjadi melalui difusi dan penyerapan molekul reaktan pada permukaan katalis. Penggunaan katalis heterogen memungkinkan pemisahan reaktan dan aliran produk yang mudah dari katalis, salah satu contoh katalis heterogen yaitu CuO/ZnO/Al₂O₃. Katalis mempunyai tiga komponen diantaranya komponen aktif, support dan promotor. Pada Katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ komponen Cu adalah komponen berperan aktif dari katalis CuO/ZnO/Al₂O₃ yang mempunyai fungsi utama yaitu untuk mempercepat dan mengarahkan reaksi. Pada Al₂O₃ termasuk pada komponen support yang fungsinya memperluas permukaan pada Cu, dan ZnO termasuk komponen Promotor yang fungsinya untuk mengurangi proses pengumpulan pada Cu (Liherlinah dkk. 2009).

2.2. Tinjauan Proses

2.2.1 Proses Pembuatan Metanol

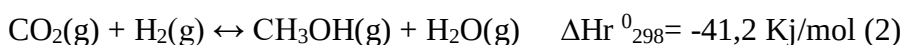
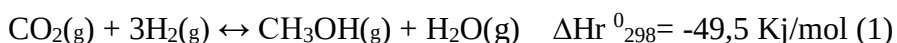
1. *Metanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance (Plug Flow Reactor)*

Proses pembuatan metanol menurut Grazia et al., (2019) dengan bahan baku CO₂ dan H₂, seperti ditampilkan pada Gambar 2.3.



Gambar 2.3 *Metanol production by CO₂ hydrogenation: Analysis and simulation of reactor performance*

Proses pembuatan metanol di mulai dengan menaikkan tekanan CO₂ dan H₂ menggunakan kompresor dari tekanan 1 bar ke 78 bar. Setelah melalui tahap pencampuran selanjutnya direaksikan ke dalam Reaktor *Plug Flow Reactor* (PFR) dengan temperatur 209 °C dan konversi CO₂ nya sebesar 90%. Di dalam reaktor PFR terjadi reaksi antara CO₂ dan H₂ menghasilkan metanol dan air . Produk yang dihasilkan dari reaktor dipisahkan dengan menggunakan *Flash Vessel I* dan *Flash Vessel II* untuk memisahkan CO₂ dan H₂ dari metanol dan air. Selanjutnya dilakukan pemisahan metanol dan air menggunakan distilasi pada temperatur 65 °C. Berbagai model kinetik diusulkan untuk menggambarkan produksi metanol dari CO₂ dan H₂. Mekanisme reaksi *VaB-F* (*Van den Bussche and Froment*) mengasumsikan bahwa hidrogenasi CO₂ menghasilkan metanol dan CO melalui pergeseran Gas air terbalik (RWGS) yang terjadi secara bersamaan pada sintesis metanol.

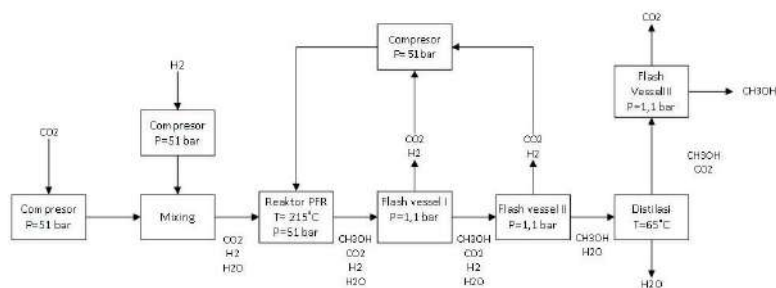


Ketika umpan reaktor berisi CO₂, H₂ dan CO (*syngas*), uap yang dihasilkan oleh reaksi 1 bereaksi dengan CO untuk mendapatkan CO₂, di hidrogenasi menjadi metanol. Di sisi lain, mekanisme reaksi Graaf mengasumsikan bahwa CO dan CO₂ hidrogenasi keduanya terlibat dalam sintesis metanol. Reaksi metanol adalah reaksi

eksotermis dengan pengurangan angka mol, seperti reaksi stoikometrik pada persamaan (1), sementara *Water-Gas Shift (WGS)* adalah sebuah reaksi endotermis tanpa mengubah nomor mol, dengan tingkat tekanan yang relatif tinggi dimanfaatkan untuk mendapatkan konversi yang lebih tinggi.

2. *Gas-Phase CO₂ Hydrogenation to Methanol Process*

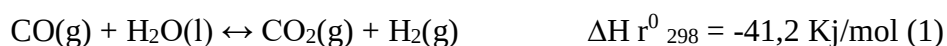
Proses pembuatan metanol menurut Harri et al (2019) dengan bahan baku CO₂ dan H₂, seperti ditampilkan pada Gambar 2.4

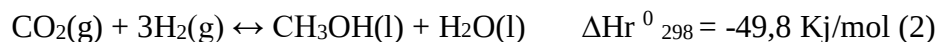


Gambar 2.4 *Gas-Phase CO₂ Hydrogenation To Methanol Process*

Tahapan proses pembuatan metanol hamper sama dengan proses yang dilakukan oleh Grazia Leonzio, dkk (2019), bedanya hanya pada reactor yang digunakan yaitu jenis reactor *multitube* dengan kondisi adiabatic yang konversi CO₂ nya sebesar 99% dan perbedaan lainnya terdapat pada tahapan akhir ditambah satu proses kemurniaan lagi yaitu setelah destilasi dengan suhu 65 °C kemudian dipisahkan dengan menggunakan *Flash Vessel* sehingga methanol yang dihasilkan lebih murni

Sekarang ini, sebagian besar metanol berasal dari katalisator gas *synthesis* (*syngas*) yang biasanya dihasilkan dengan pembentukan uap gas alam, campuran H₂, CO dan CO₂ diubah menjadi methanol dengan katalis tembaga seng oxide (CuZnO) pada temperature 200 °C sampai 300 °C dan tekanan 50-100 bar. Proses sintesis metanol dapat dijelaskan dengan tiga reaksi kesetimbangan:

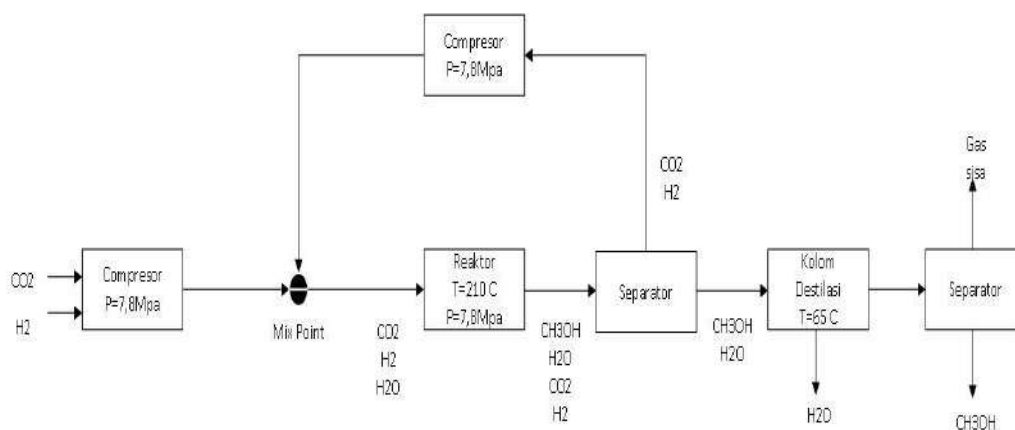




Persamaan (1) dan (2) merepresentasikan hidrogenasi eksotermik CO_2 dan CO menjadi metanol, dan persamaan (3) merepresentasikan reaksi *Water-Gas Shift* (WGS) yang diaktivasi oleh bahan dasar tembaga katalis sintesis metanol. Karena Reaksi (1) dan (2) bersifat eksotermik dapat mengurangi volume molar. Sintesis metanol terjadi pada suhu rendah dan tekanan tinggi. Namun, Kinetika reaksi yang cukup cepat membutuhkan suhu di atas 200°C dan konversi metanol dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika.

3. Increase the efficiency of Production and purification instalasi of methanol

Proses pembuatan metanol menurut J.Kotowicz, et all (2021) dengan bahan baku CO_2 dan H_2 , seperti ditampilkan pada Gambar 2.5

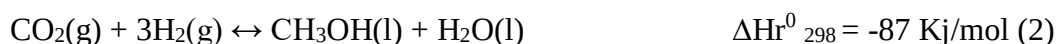


Gambar 2.5 *Increase the efficiency of Production and purification instalasi of methanol*

Proses pembuatan metanol di mulai dengan menaikkan tekanan CO_2 dan H_2 dari tekanan awal 1 bar menjadi 78 bar menggunakan kompresor dan dicampur dengan aliran gas daur ulang di mix pont. Selanjutnya direaksikan ke dalam reaktor adiabatik temperatur 210°C dengan bantuan katalis Cu/Zn/ZrO_2 untuk mengarahkan reaktan menjadi produk yaitu metanol. Produk yang di dihasilkan akan di pisahan dari gas yang tidak bereaksi menggunakan separator. Hasil dari keluaran separator disebut

metanol mentah yang terdiri dari metanol, air, zat terlarut lainnya. Selanjutnya metanol mentah tersebut di murnikan dengan menggunakan destilasi temperatur 65°C. Metanol yang dihasilkan akan di pisahkan lagi dari zat terlarut lainnya menggunakan separator.

Proses sintesis metanol dapat dijelaskan dengan tiga reaksi kesetimbangan:



Persamaan (1) dan (2) merepresentasikan hidrogenasi eksotermik CO₂ dan CO menjadi metanol, dan persamaan (3) merepresentasikan reaksi *Water-Gas Shift* (WGS) yang diaktivasi oleh bahan dasar tembaga katalis sintesis metanol. Karena Reaksi (1) dan (2) bersifat eksotermik dan menghasilkan pengurangan volume molar, sintesis metanol disukai pada suhu rendah dan tekanan tinggi. Namun, Kinetika reaksi yang cukup cepat membutuhkan suhu di atas 200 °C dan konversi metanol dengan demikian dibatasi oleh kesetimbangan termodinamika.

Tabel 2.2 Perbandingan Proses Pembuatan Metanol

No.	Kondisi Operasi	Katalis	Perbedaan Proses	Konversi metanol yang dihasilkan (%)	Referensi
1.	T = 209 °C P = 78 bar	Cu/Zn/Al ₂ Hal ₃	Reaktor yang digunakan adalah reaktor PFR	90%	Grazia et al., 2019
2.	T = 215°C P = 51 bar	Cu/Zn/Al ₂ O ₃	Reaktor yang digunakan adalah reaktor multitube, Adanya proses separasi setelah distilasi	99%	Harri et al., 2019
3.	T = 210°C P = 78bar	Cu/Zn/CrO ₂	Pemanfaatan energi, peningkatan efisiensi	99%	J. Kotowicz et al., (2021)

			seluruh sistem menjadi 52,41%.		
--	--	--	--------------------------------	--	--

Berdasarkan Tabel 2.2 tersebut maka proses yang dipilih untuk prarancangan pabrik metanol dengan bahan baku CO_2 dan H_2 adalah proses ke 3 yaitu *Increase the efficiency of production and purification instalasi of methanol* dengan pertimbangan sebagai berikut :

- Konversi yang dihasilkan 99%
- Cukup menggunakan satu reaktor dan satu destilasi
- Dapat meningkatkan efisiensi seluruh sistem

2.3. Sifat Fisika dan Kimia Bahan

Bahan baku yang digunakan terdiri dari karbondioksida (CO_2) dan hidrogen (H_2). Produk yang dihasilkan berupa metanol (CH_3OH). Adapun sifat fisik dan kimia bahan yang digunakan yaitu

a. Karbondioksida (CO_2)

Sifat fisik dan kimia dari senyawa karbon dioksida dapat dilihat pada Tabel 2.3

Tabel 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Karbondioksida

Nama Bahan	Sifat Fisika		Sifat Kimia
Karbon Dioksida	Berat Molekul (g/mol)	44	• Merupakan molekul heliks yang linier. • CO_2 adalah asam oksida dan bereaksi dengan air untuk menghasilkan asam karbonat. • CO_2 bereaksi dengan alkalis untuk memberikan karbon dan bikarbonat.
	Bentuk	Gas	
	Warna	Tidak berwarna	
	Titik didih ($^{\circ}\text{C}$)	-78,5	
	Temperatur kritis ($^{\circ}\text{C}$)	31	
	Tekanan Uap (bar)	57,3	
	Tekanan kritis (bar)	73,7	
	Densitas Uap (bar)	1,52	
	pH	3,2-3,7	

Sumber: MSDS Karbondioksida, 2020

b. Hidrogen

Sifat fisik dan kimia dari senyawa karbondioksida dapat dilihat pada Tabel 2.4

Tabel 2.4 Sifat Fisik dan Kimia Hidrogen

Nama Bahan	Sifat Fisik		Sifat Kimia
Hidrogen	Titik didih ($^{\circ}\text{C}$)	-259,14	Bereaksi dengan Oksigen menghasilkan uap air. Pada suhu dan tekanan standar, hidrogen tidak berwarna, tidak berbau, bersifat non logam, bervalensi tunggal dan merupakan gas diatomik yang sangat mudah terbakar.
	Titik Leleh ($^{\circ}\text{C}$)	-252,87	
	Massa Jenis (g/cm^3)	0,0899	
	Entalpi Penguapan (Kj/mol)	0,4581	
	Konduktivitas panas ($\text{Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$)	0.1815	
	Kapasitas Panas ($\text{Jg}^{-1}\text{K}^{-1}$)	14,304	
	Wujud	Gas	
	Jenis Unsur	Nonlogam	

Sumber: MSDS Hidrogen, 2020

2.4. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Spesifikasi bahan baku dan produk dari pra rancangan pabrik ini yaitu,

a. Bahan baku

Spesifikasi bahan baku dapat dilihat pada Tabel 2.5

Tabel 2.5 Spesifikasi Bahan Baku

No.	Nama Bahan	Komponen	Spesifikasi
1.	Karbon Dioksida	Kemurnian (v/v) Kandungan Air (ppmv) Oksigen (ppmv) Nitrogen (v/v) Hidrogen (v/v) Argon (v/v) Metana (v/v) Hidrokarbon (mg/Nm^3) Partikulat (μm) Ukuran Partikel (ppmv) Ammonia	$\geq 95\%$ ≤ 50 < 10 $\leq 1\%$ $\leq 1\%$ $\leq 1\%$ $\leq 1\%$ $\leq 1\%$ ≤ 1 ≤ 10 < 50
2.	Hidrogen	Kemurnian Kadar Nitrogen Wujud Warna	$\geq 99\%$ $\geq 1\%$ Gas Tidak Berwarna

		Tekanan	56,6 atm
		Cp	28,836 J

Sumber: PT. Air Liquid

b. Produk

Spesifikasi produk dapat dilihat pada Tabel 2.6

Tabel 2.6 Spesifikasi Produk

Nama Produk	Komponen	Spesifikasi
Metanol	Kemurnian	99%
	Warna	Tidak Berwarna
	Wujud	Cair
	Kadar Air	0,1%
	Jenis Produk	Grade AA
	Boiling Point	64,6°C
	Solubility	100%

Sumber: Methanol Technical Data Sheet.org

BAB III

TAHAPAN PROSES DAN TEKNOLOGI PROSES

3.1. Tahapan Proses dan Blok Diagram

3.1.1 Tahapan Proses

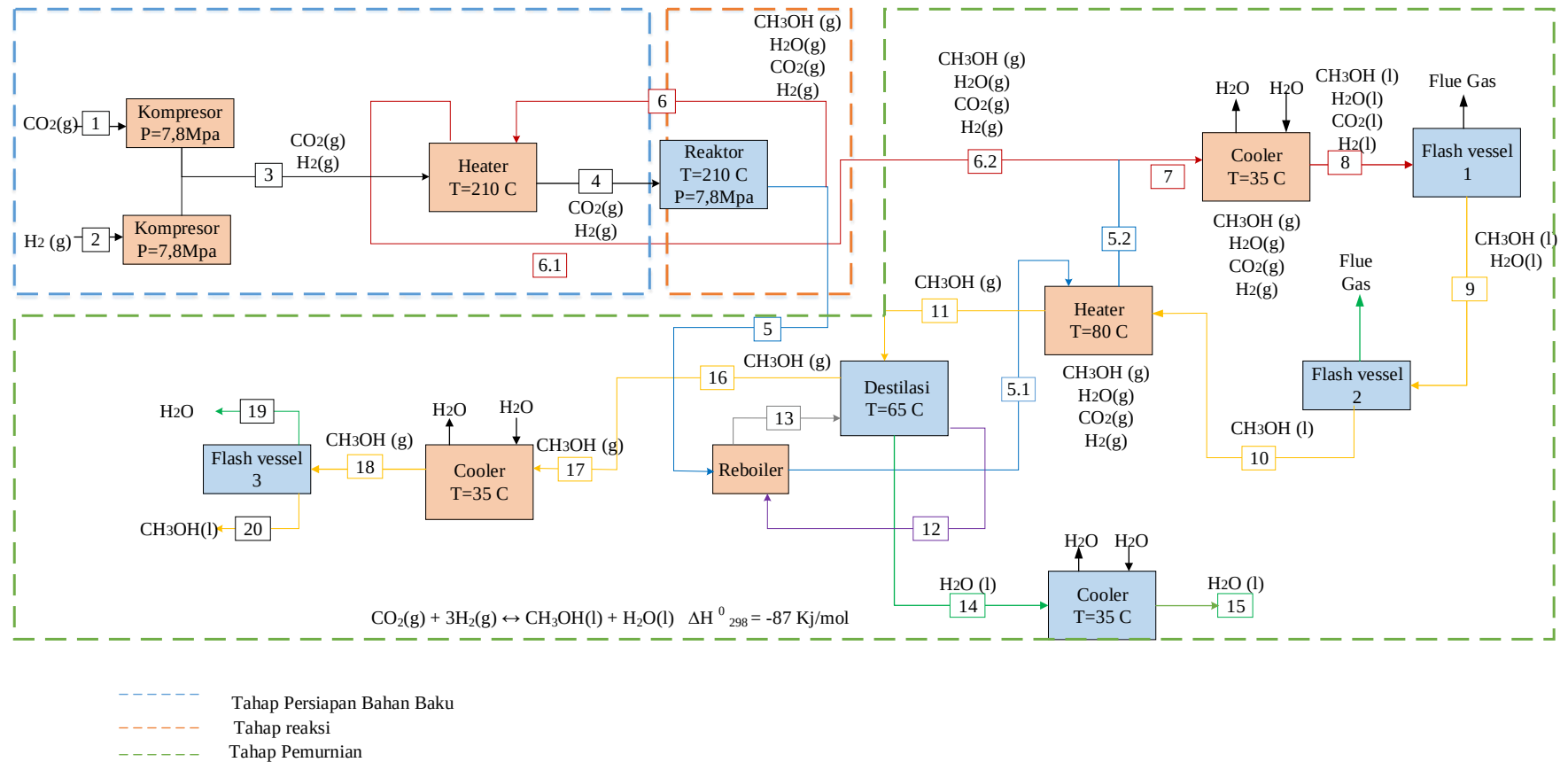
Proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan hydrogen (H_2) dengan bantuan katalis Cu/Zn/CrO_2 . Bahan baku yang digunakan dalam keseluruhan proses pembuatan metanol adalah karbon dioksida (CO_2), hydrogen (H_2) dan katalis Cu/Zn/CrO_2 .

Proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan hydrogen (H_2) terdiri dari 3 tahapan proses yaitu :

1. Tahap persiapan bahan baku
2. Tahap Reaksi
3. Tahap pemurnian

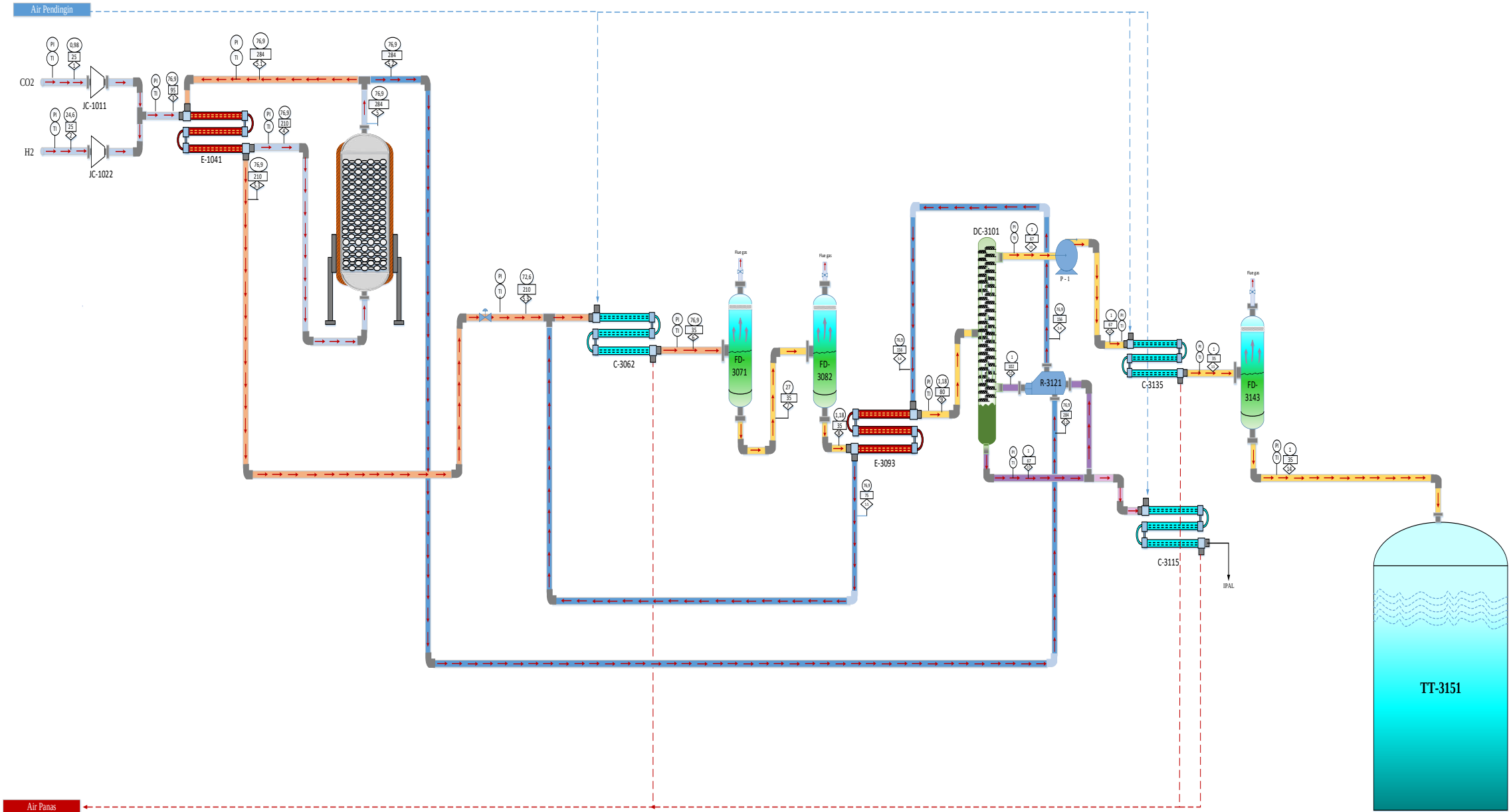
3.1.2 Blok Diagram

Diagram alir proses pembuatan metanol dari karbon dioksida (CO_2) dan hidrogen (H_2) dengan proses *Plug Flow Reactor* (PFR) dapat dilihat pada gambar 3.1.



Gambar 3.1 Blok Diagram Pembuatan Metanol

PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO2 DAN H2 DENGAN METODE INCREASE THE EFICIENCY OF PRODUCTION AND PURIFICATION INSTALATION OF METHANOL KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN



Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta		
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO2 DAN H2 DENGAN METODE INCREASE THE EFICIENCY OF PRODUCTION AND PURIFICATION INSTALATION OF METHANOL KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN		
		TANDA TANGAN
Digambar	Nur 'Aisyah (1810017411027)	
	Sucipta Nurul Sakinah (1810017411026)	
Diperiks a dan Disetujui	Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti,S.T.,M.T (Pembimbing)	
No	Kode Alat	Keterangan
1	JC - 1011	Kompresor CO2
2	JC - 1022	Kompresor H2
3	E-1041	Head Exchanger
4	R-2041	Reaktor Metanol
5	C-3062	Cooler I
6	FD - 3071	Flash Drum I
7	FD - 3082	Flash Drum II
8	E - 3093	Head Exchanger II
9	DC - 3101	Kolom Distilasi
10	R - 321	Reboiler
11	P - 1	Pompa
12	C - 3135	Cooler II
13	FD - 3143	Flash Drum III
14	TT - 3151	Tangki Produk (Metanol)

Komponen	Laju Alir													
	1	2	3	4	5	5 1	5 2	5 3	5 4	5 5	6	7	8	9
CO ₂	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	-
H ₂	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	-
CH ₄	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	-
N ₂	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	-
Hidrokarbon	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	-	-
H ₂ O	-	-	-	-	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
CH ₃ OH	-	-	-	-	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Suhu (°C)	25	25	95	210	284	284	284	210	156	75	35	35	35	80
Tekanan (Bar)	0,98	24,6	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	25	76,9	27	1,18	1,18

Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Metanol

3.2. Deskripsi Proses dan Flow Sheet

3.1.3 Deskripsi Proses

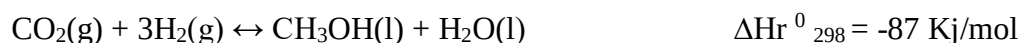
a. Tahapan Persiapan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan dalam proses produksi methanol adalah karbon dioksida (CO₂) dan hidrogen (H₂). Karbon dioksida (CO₂) berasal dari PT Pertamina EP Asset 3 Subang dengan spesifikasi CO₂ yaitu 95%, dan Hidrogen (H₂) diperoleh dari PT. Air Liquid dengan spesifikasi H₂ yaitu 99%.

Sebelum memasuki reaktor, tekanan CO₂ yaitu 0,98 atm di kompres menjadi 76,9 atm menggunakan kompresor (JC-1011). Tekanan H₂ yaitu 24,6atm di kompres menjadi 76,9 atm menggunakan kompresor (JC-1022) agar sesuai dengan kondisi reaktor PFR. (R-2041)

b. Tahapan reaksi

Karbon dioksida dan hidrogen dengan tekanan 76,9atm kemudian dialirkan ke reaktor PFR (R-2041) melalui *preheater* (E-1041) untuk menyesuaikan temperatur kondisi operasi reaktor yaitu 210°C. Didalam reaktor terjadi reaksi eksotermis sebagai berikut



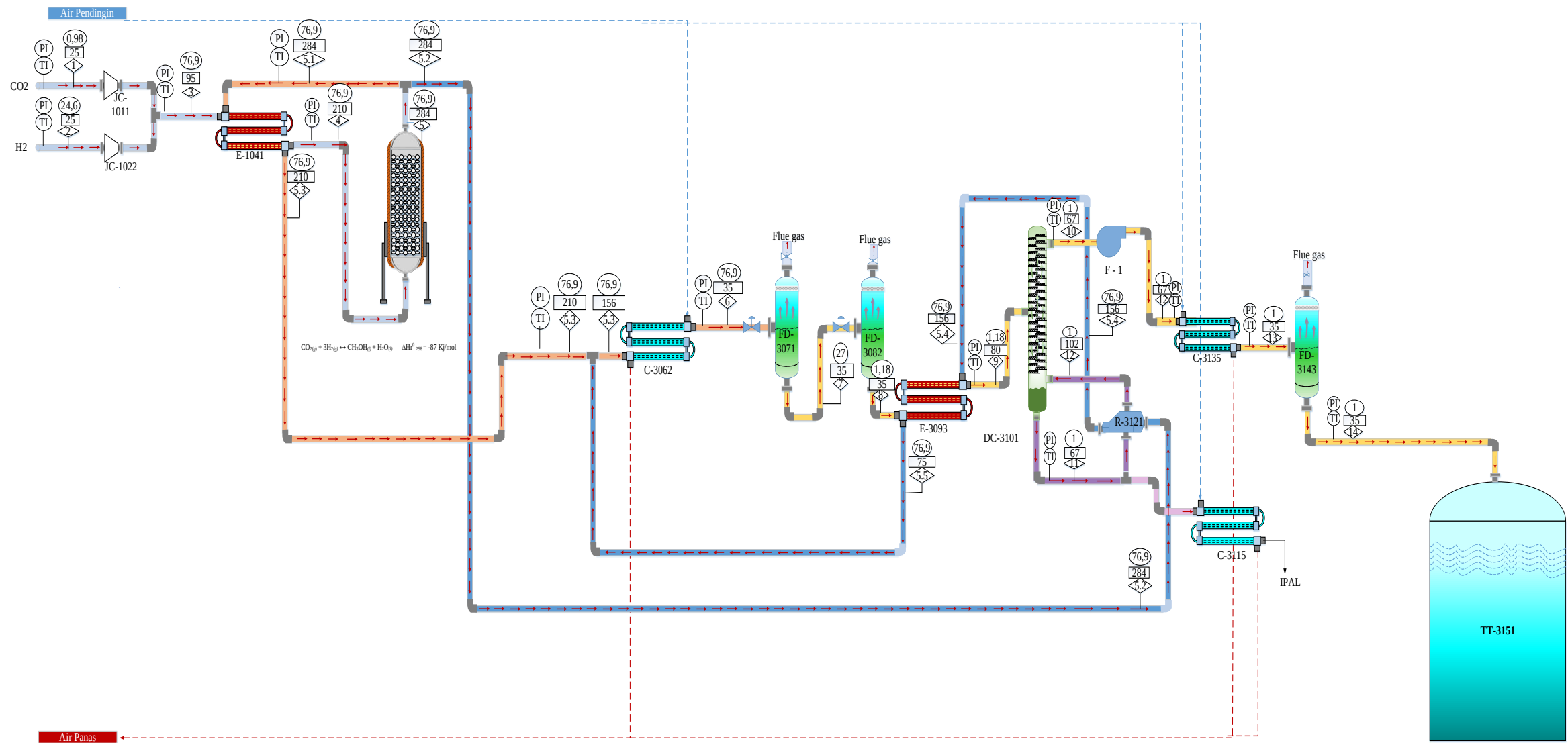
Proses reaksi ini berlangsung dengan bantuan katalis Cu/Zn/CrO₂ yang sudah dimasukkan kedalam reaktor untuk dapat mengarahkan reaktan ke arah produk yaitu metanol (CH₃OH). Produk yang dihasilkan kemudian akan dipisahkan dari gas yang tidak bereaksi.

c. Tahapan Pemurnian

Selanjutnya keluaran dari reaktor di bagi menjadi dua aliran yaitu 60% produk keluaran reaktor yang di alirkan kembali ke *heater* (E-1041) untuk menaikkan temperatur bahan baku menjadi 210 °C. Sedangkan 40% nya lagi di alirkan ke reboiler (R-3121) untuk menaikkan temperatur air dari destilasi (DC-3101) hingga 102 °C sehingga menyebabkan penurunan suhu aliran dari 284 °C menjadi 156°C. Selanjutnya aliran tersebut di manfaatkan untuk perpindahan panas pada Cooler (C-3062) maka terjadi penurunan suhu pada aliran menjadi 75°C. Saat berada di Cooler

(C-3062) aliran didinginkan menggunakan air pendingin sehingga terjadi penurunan temperatur menjadi 35°C. Aliran tersebut di lanjutkan ke *Flash Drum 1* (FD-3061) pada suhu 35 °C untuk memisahkan metanol dengan gas yang tidak bereaksi sehingga menghasilkan metanol mentah. Metanol mentah ini di murnikan lagi di *Flash Drum 2* (FD-3062) dan melalui expansion valve sehingga menurunkan tekanan menjadi 1,18atm. Selanjutnya keluaran dari flash drum 2 (FD-3062) temperatur metanol mentah tersebut dinaikkan menjadi 80°C di *heater* (E-3093) lalu di teruskan ke Kolom destilasi (DC-3101) untuk melakukan proses pemurnian dengan temperatur 65 °C dan tekanan 1,18atm. Pada bagian bawah kolom destilasi terdapat cairan yang tidak bereaksi yaitu H₂O yang selanjutnya di teruskan ke cooler (C-3115) untuk menurunkan temperatur menjadi 40°C. Metanol yang terbentuk akan menguap dan keluar pada bagian atas kolom dan di teruskan ke Cooler (C-3135) untuk menurunkan suhu menjadi 35°C dengan air pendingin. Selanjutnya metanol di pisahkan lagi dengan gas yang tidak bereaksi pada *Flash Drum 3* (FD-3133) sehingga terdapat produk metanol cair dengan temperatur 35 °C dan tekanan 1,18 atm.

PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO₂ DAN H₂ DENGAN METODE INCREASE THE EFFICIENCY OF PRODUCTION AND PURIFICATION INSTALLATION OF METHANOL KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

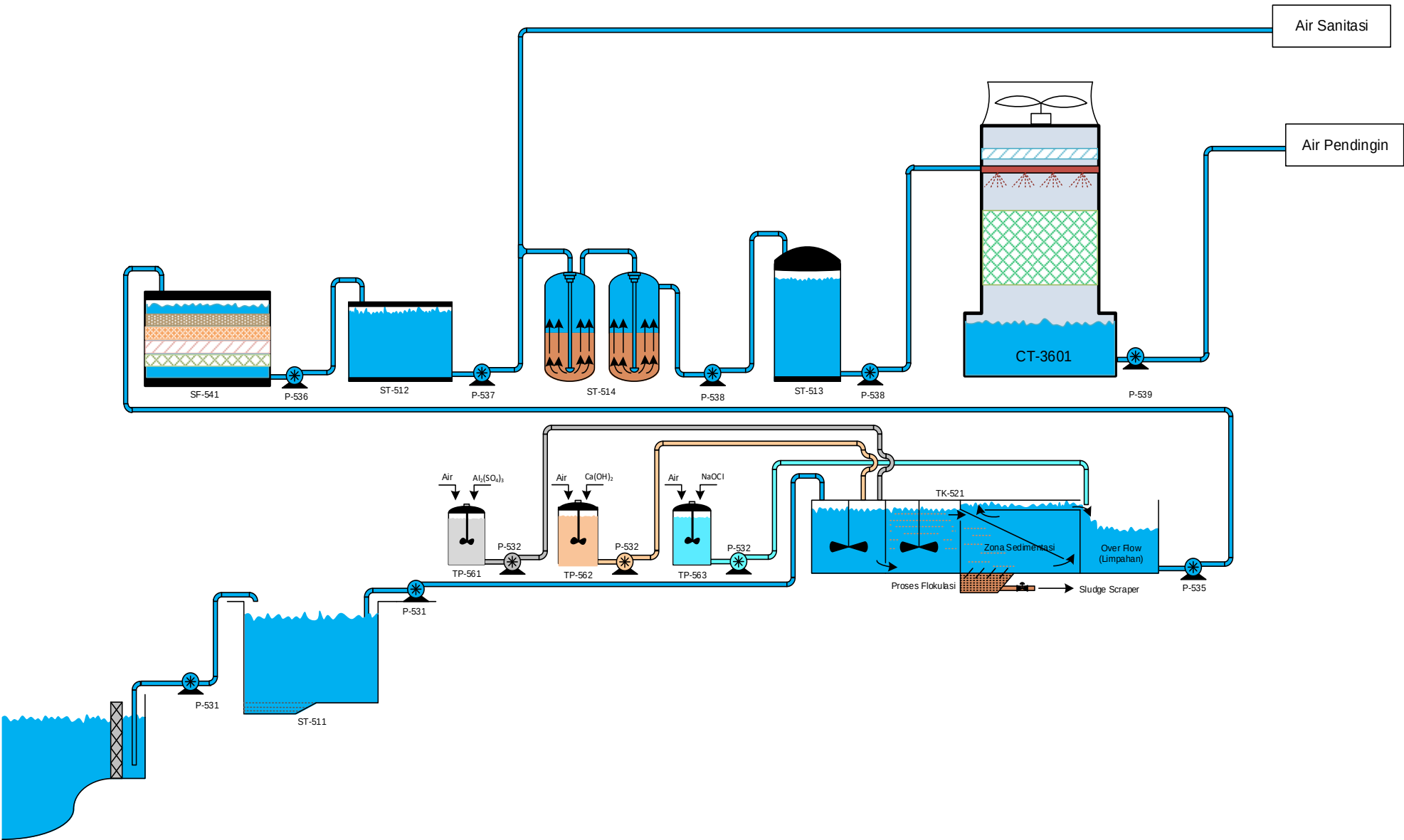


		Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta	
PRARANCANGAN PABRIK METANOL DARI CO₂ DAN H₂ DENGAN METODE INCREASE THE EFFICIENCY OF PRODUCTION AND PURIFICATION INSTALLATION OF METHANOL KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN			
			TANDA TANGAN
Digambar	Nur 'Aisyah (1810017411027)		
	Sucipta Nurul Sakinah (1810017411026)		
Diperiksa dan Disetujui	Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, S.T., M.T (Pembimbing)		
No	Kode Alat	Keterangan	
1	JC - 1011	Kompresor CO ₂	
2	JC - 1022	Kompresor H ₂	
3	E-1041	Head Exchanger	
4	R-2041	Reaktor Metanol	
5	C-3062	Cooler I	
6	FD - 3071	Flash Drum I	
7	FD - 3082	Flash Drum II	
8	E - 3093	Head Exchanger II	
9	DC - 3101	Kolom Distilasi	
10	R - 321	Reboiler	
11	F-1	Sentrifugal Fan	
12	C - 3135	Cooler II	
13	FD - 3143	Flash Drum III	
14	TT - 3151	Tangki Produk (Metanol)	

Komponen	Laju Alir													
	1	2	3	4	5	5.1	5.2	5.3	5.4	5.5	6	7	8	9
CH ₃ OH	-	-	-	42946,5	42946,47	42946,47	42946,5	42946,5	42946,5	42946,5	596,48	42517	573,82	42091,8
H ₂ O	-	-	-	24157,4	24157,39	24157,39	24157,4	24157,4	24157,4	24157,4	709,58	23948	659,85	41670,9
CO ₂	59647,9	-	59647,9	596,48	596,48	596,48	596,48	596,48	596,48	596,48	627,87	573,82	590,46	-
H ₂	627,87	8134,17	8134,17	709,58	709,58	709,58	709,58	709,58	709,58	709,58	-	659,85	-	-
Ar	627,87	-	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	590,46	627,87	-	-
CH ₄	627,87	-	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	596,06	627,87	-	-
Hidrokarbon	627,87	-	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	627,87	24157,4	596,06	23948	-
N ₂	627,87	82,16	82,16	710,04	710,04	710,04	710,04	710,04	710,04	710,04	42946,5	667,19	42517	-
Suhu (°C)	25	25	95	210	284	284	284	210	156	75	35	35	35	80
Tekanan (Atm)	0,98	24,6	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	76,9	25	76,9	27	1,18	1,18

Gambar 3.2 Flowsheet Pembuatan Metanol

FLOWSHEET UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA



Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta

UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA

		TANDA TANGAN
Digambar	Nur 'Aisyah (1810017411027)	
	Sucipta Nurul Sakinah (1810017411026)	
Diperiksa dan Disetujui	Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti,S.T.,M.T (Pembimbing)	

No	Kode Alat	Keterangan
1	ST - 511	Bak Penampungan Air sungai
2	P - 531	Pompa I
3	TK - 521	Raw Water
4	TP-561	Tangki Pelarutan Alum
5	P-532	Pompa II
6	TP-562	Tangki Pelarutan Kabur Tohor
7	P-533	Pompa III
8	TP-563	Tangki Pelarutan Kaporit
9	P-534	Pompa IV
10	P-535	Pompa V
11	SF-541	Sand Filter
12	P - 536	Pompa VI
13	ST--512	Bak Air Bersih
14	P-537	Pompa VII
15	ST-514	Softener Tank
16	P-538	Pompa VIII
17	ST-513	Tangki Air Demin
18	CT-3601	Cooling Tower
19	P-539	Pompa IX

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

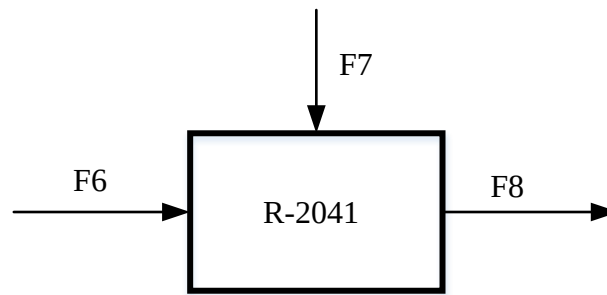
Neraca massa dan neraca energi merupakan keterangan yang dapat menunjukkan banyaknya massa dan panas yang masuk, keluar, dan terakumulasi pada setiap peralatan proses. Neraca massa dan neraca energi ini berguna untuk menentukan spesifikasi dan ukuran dari peralatan yang digunakan.

1. *Methanol Reactor (R-2041)*

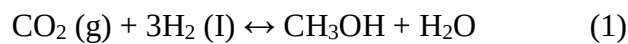
Fungsi = Tempat terjadinya reaksi untuk menghasilkan produk metanol

Kondisi Operasi

- Temperatur = 284°C
- Tekanan = 76,9 atm



Reaksi =



Tabel 4.1 Neraca Massa Metanol Reaktor R-2041

Faktor pengali : 62,78724

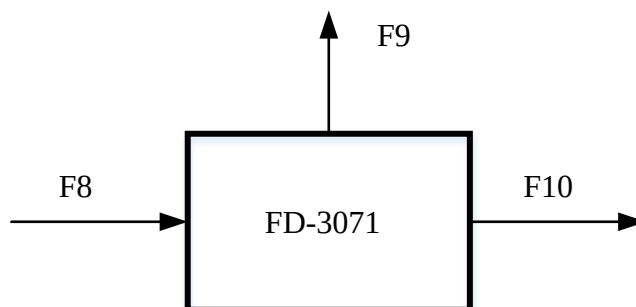
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F6		F7		F8	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32					42946,47	0,60
H ₂ O	18					24157,39	0,34
CO ₂	44	59647,88	0,95			596,48	0,01
H ₂	2	627,87	0,01	8134,17	0,99	709,58	0,01
Ar	18	627,87	0,01			627,87	0,01
CH ₄	16	627,87	0,01			627,87	0,01
Hidrokarbon	0	627,87	0,01			627,87	0,01
N ₂	28	627,87	0,01	82,16	0,01	710,04	0,01
Sub Total		62787,24	1,00	8216,34	1,00	71003,58	1,00
Total		71003,58				71003,58	

2. Flash Drum – I (FD – 3071)

Fungsi = Tempat pemisahan gas terlarut dalam cairan
(metanol dan air)

Kondisi Operasi

- Temperatur = 35°C
- Tekanan = 27 atm



Tabel 4.2 Neraca Massa Flash Drum (FD-3071)

Faktor Pengali : 62,7872384

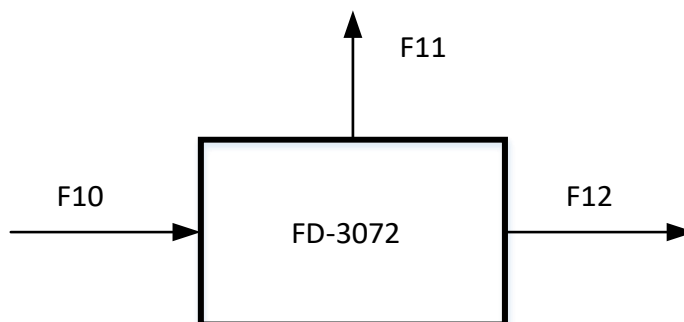
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F8		F9		F10	
		Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CO ₂	44	596,48	0,01	22,66	0,03	573,82	0,01
H ₂	2	709,58	0,01	49,73	0,06	659,85	0,01
Ar	18	627,87	0,01	37,41	0,05	590,46	0,01
hidrokarbon	0	627,87	0,01	0,00	0,00	627,87	0,01
CH ₄	16	627,87	0,01	31,81	0,04	596,06	0,01
N ₂	28	710,04	0,01	42,85	0,05	667,19	0,01
CH ₃ OH	32	42946,47	0,60	429,46	0,52	42517,01	0,61
H ₂ O	18	24157,39	0,34	209,43	0,25	23947,96	0,34
Subtotal		71003,58	1,00	823,36	1,000	70180,218	1,000
Total		71003,58		71003,58			

3. Flash Drum – II (FD – 3072)

Fungsi = Tempat pemisahan gas terlarut dalam cairan
(metanol dan air)

Kondisi Operasi =

- Temperatur = 35 °C
- Tekanan = 1,18 atm



Tabel 4.3 Neraca Massa Flash Drum (FD – 3072)

Faktor Pengali : 62,7872384

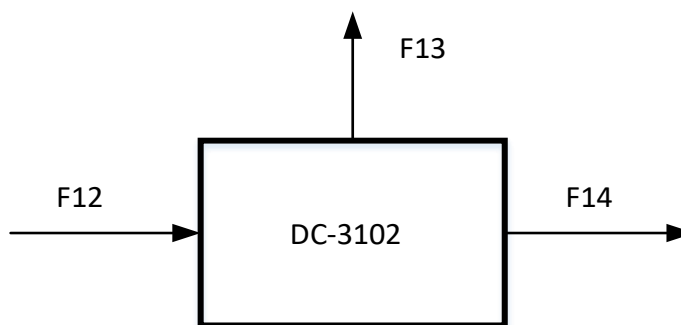
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F12		F11	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	42517,01	0,63	425,17	0,35	42091,84	0,64
H ₂ O	18	23947,96	0,36	125,39	0,10	23822,58	0,36
H ₂	2	659,85	0,01	653,25	0,54	6,60	0,00
Subtotal		67124,82	1,00	1203,81	1,00	65921,01	1,00
Total		67124,82		67124,82			

4. Distillation Column (DC – 3102)

Fungsi = Tempat pemisahan produk (metanol) dan air

Kondisi Operasi =

- Temperatur = 67 °C
- Tekanan = 1 atm



Tabel 4.4 Neraca Massa *Destilation Column* (DC – 3102)

Faktor Pengali : 62,787238

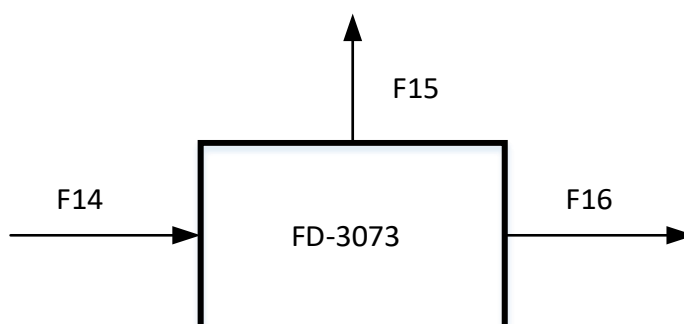
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F11		F13		F14	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	42091,84	0,64	41670,92	0,99	420,92	0,02
H ₂ O	18	23822,58	0,36	238,23	0,01	23584,35	0,98
Subtotal		65914,41	1,00	41909,14	1,00	24005,27	1,00
Total		65914,41		65914,41			

5. Flash Drum – III (FD- 3073)

Fungsi = Tempat pemisahan gas terlarut dalam cairan (metanol dan air)

Kondisi Operasi =

- Temperatur = 35 °C
- Tekanan = 1 atm



Tabel 4.5 Neraca Massa Flash Drum (FD – 3073)

Faktor Pengali : 62,7872841

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F13		F15		F16	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	41670,92	0,99	4,25	0,64	41666,67	0,99
H ₂ O	18	238,23	0,01	2,38	0,36	235,84	0,01
Subtotal		41909,14	1,00	6,63	1,00	41902,51	1,00
Total		41909,14		41909,14			

4.2 Neraca Energi

Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q) adalah sebagai berikut :

➤ **Panas Sensible**

$$Q = m \int C_p dT \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

➤ **Panas Laten**

$$\text{➤ } m_s = \frac{\Delta Q}{\lambda}$$

$$\text{➤ } Q_s = m_s \times H_v \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

$$\text{➤ } Q_c = m_s \times H_l$$

➤ **Panas Reaksi**

$$Q_R = - \Delta H_R \quad (\text{Himmelblau, Hal.770})$$

$$\Delta H_R = \Delta H^\circ_{r\ 298} + (\Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaksi}})$$

$$\Delta H^\circ_{r\ 298} = \Delta H^\circ_{f\ \text{produk}} - \Delta H^\circ_{f\ \text{reaktan}}$$

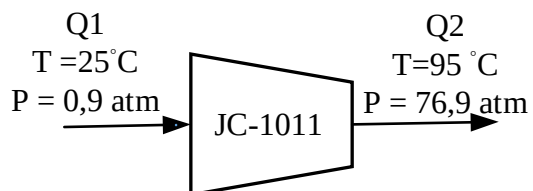
$$\Delta H_{\text{produk}} = \sum (m.C_p. \Delta T)_{\text{produk}}$$

$$\Delta H_{\text{reaktan}} = \sum (m.C_p. \Delta T)_{\text{reaktan}}$$

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran B, diperoleh neraca energi masing-masing alat sebagai berikut:

1. Kompresor (JC-1011)

Fungsi = Tempat untuk menaikkan tekanan masing-masing bahan (Karbon Dioksida (CO_2))

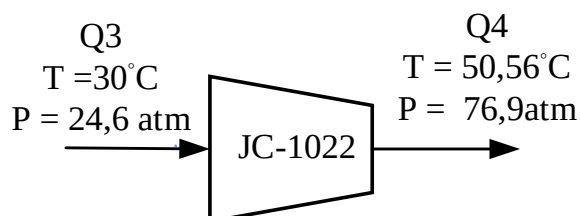


Tabel 4.6 Neraca Energi Kompresor JC-1011

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	329152,2822	
Q2		11001705,28
Q kompresi	10672553	
Total	11001705,28	11001705,28

2. Kompresor (JC- 1022)

Fungsi = Tempat untuk menaikkan tekanan masing- masing bahan hidrogen (H_2)

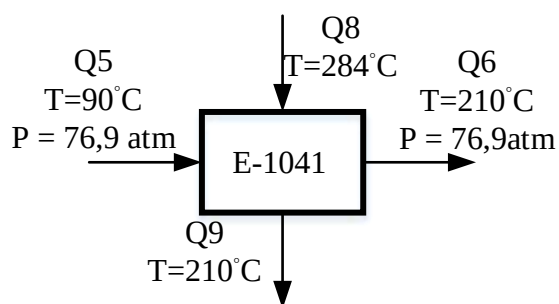


Tabel 4.7 Neraca Energi Kompresor (JC-2022)

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	587550,4141	
Q2		3003470,509
Q kompresi	2415920,095	
Total	3003470,509	3003470,509

3. Heater - 1 (E-1041)

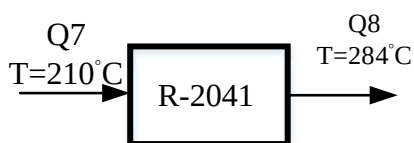
Fungsi = Tempat untuk memanaskan gas sebelum masuk kedalam reactor

**Tabel 4.8** Neraca Energi Heater (E-1041)

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q2	-8272432,524	
Q5		32716759,95
Qs	66946305,04	
Qc		25957112,56
Total	58673872,51	58673872,51

4. Methanol Reactor (R- 2041)

Fungsi = Tempat terjadinya reaksi untuk menghasilkan produk (metanol)

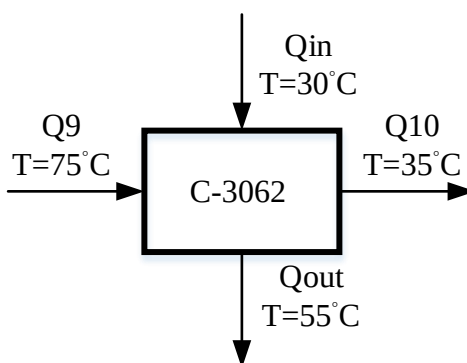


Tabel 4.9 Neraca Energi *Methanol Reactor* (R-2041)

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q5	35062791,6	
Q6		21536558,83
QR	-13526423,67	
Total	21536367,93	21536558,83

5. Cooler (C-3062)

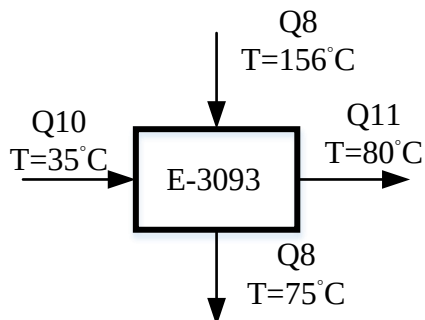
Fungsi = Tempat untuk mendinginkan umpan sebelum ke proses selanjutnya

**Tabel 4.10** Neraca Energi *Cooler* (C-3062)

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q7	5963891,25	
Q8		1168792,95
Qin	-5750957,571	
Qout		-955859,27
Total	212933,68	212933,68

6. *Heater-3 (E-3093)*

Fungsi = Tempat memanaskan gas sebelum masuk ke *distillation column*

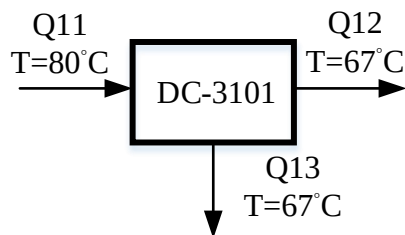


Tabel 4.11 Neraca Energi *Heater-3 (E-3093)*

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q11	1042899,473	
Q13		5880595,975
Q in	7901251,187	
Q out		3063554,685
Total	8944150,66	8944150,66

7. *Distillation Culomn (DC-3101)*

Fungsi = Tempat pmurnisn produk (metanol) dan air berdasarkan perbedaan titik didih

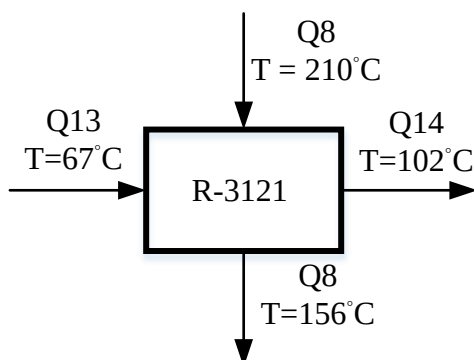


Tabel 4.12 Neraca Energi *Distillation Column* (DC-3101)

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q13	5880595,975	
Q14		2572387,558
Q15		1886438,087
QV1	298,9202033	
QV2		0,006949821
Qre	5880595,975	
Qc		7302665,219
Total	11761490,87	11761490,87

8. Reboiler (R-3121)

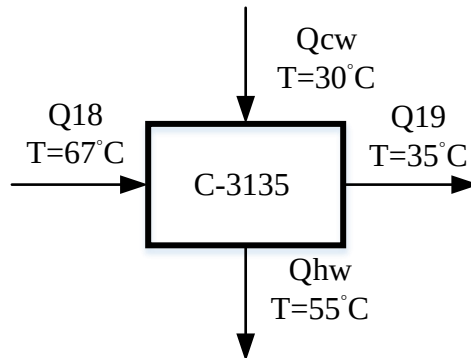
Fungsi = Media pemanas distilasi

**Tabel 4.13** Neraca Energi *Reboiler* (R-3121)

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Qrb		7199710,293
Qs in	11759050,92	
Qc out		4559340,625
Total	11759050,92	11759050,92

9. *Condensor (C-3135)*

Fungsi = Tempat mendinginkan produk keluaran distilasi serta merubah fasa uap menjadi liquid

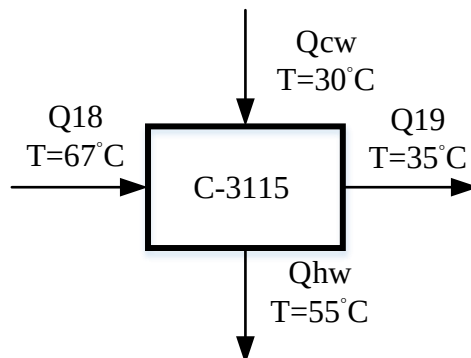


Tabel 4.14 Neraca Energi *Condensor (C-3135)*

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q15	2572307,022	
Q17		595475,5231
Qcw in	-2370894,892	
Qhw out		-394063,3922
Total	201412,1309	201412,1309

10. *Cooler II*

Fungsi = Tempat mendinginkan produk keluaran bottom



Tabel 4.15 Neraca Energi *Cooler II* (C-3115)

Aliran Panas	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q15	29917,94317	
Q17		10655,38598
Qcw in	3839,815702	
Qhw out		23102,3729
Total	33757,75888	33757,75888

BAB V

UTILITAS

Utilitas yang diperlukan pada Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Karbon dioksida dan Hidrogen dengan kapasitas 300.000 ton/tahun ini meliputi :

1. Unit penyediaan listrik, yang akan digunakan untuk operasi dan penerangan
2. Unit penyediaan air, yang akan digunakan untuk air proses, air pendingin dan air sanitasi

5.1 Unit Penyediaan Listrik

Kebutuhan tenaga listrik pada pabrik Metanol direncanakan untuk non proses (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid/musholla, kantin dan lain-lain) dan keperluan proses seperti menggerakkan pompa, penerangan dan peralatan instrumentasi. Sumber pengadaan listrik diperoleh dari PLN.

5.2 Unit Pengadaan Air

5.2.1 Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang mengandung mineral dan tidak mengandung kotoran atau bakteri. Air sanitasi digunakan untuk para karyawan lingkungan pabrik (perumahan, perkantoran, laboratorium, mesjid / musholla, kantin dan lain-lain). Karena air ini berhubungan langsung dengan kesehatan, maka air sanitasi harus memenuhi standar kualitas berdasarkan Peraturan Menteri Kesehatan Republik Indonesia No. 32 tahun 2017 sebagai berikut :

Pada Tabel 5.1 berisi daftar parameter wajib untuk parameter fisik yang harus diperiksa untuk keperluan higiensi sanitasi

Parameter Wajib	Unit	Standar baku mutu (Kadar Maksimum)
Kekeruhan	NTU	25
Warna	TCU	50
Zat padar terlarut	Mg/l	1000

(Total Dissolved Solid)		
Suhu	°C	Suhu udara ± 3
Rasa		Tidak berasa
Bau		Tidak berbau

Tabel 5.2 berisi daftar parameter wajib untuk parameter biologi yang harus diperiksa untuk keperluan higiene sanitasi yang meliputi total coliform dan escherichia coli dengan satuan/unit colony forming unit dalam 100 ml sampel air.

Tabel 5.2 Parameter biologi standar baku mutu kesehatan lingkungan untuk media air untuk keperluan higiene sanitasi

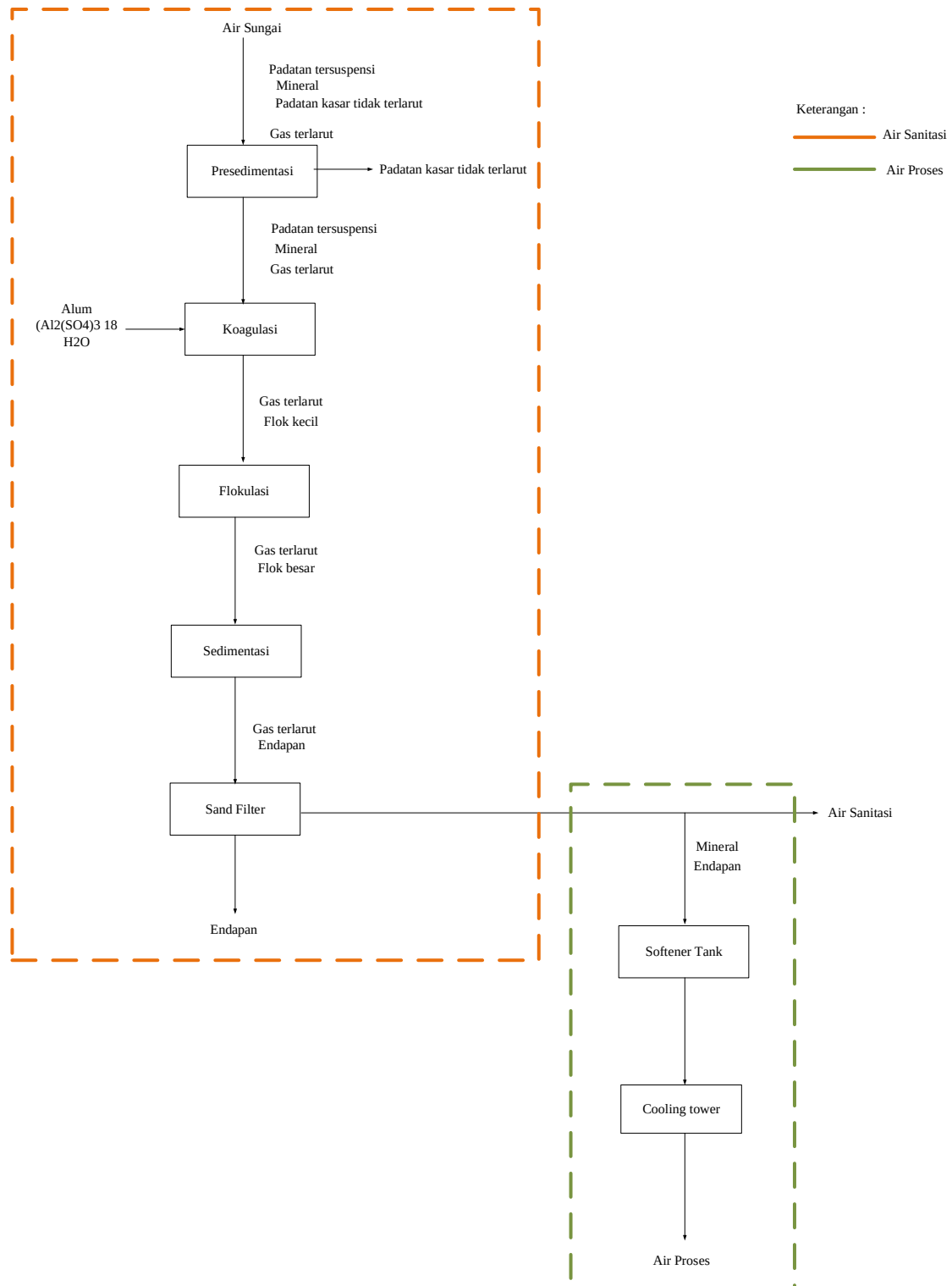
Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum)
Total coliform	CFU/100 ml	50
<i>E.coli</i>	CFU/100 ml	0

Tabel 3 berisi daftar parameter kimia yang harus diperiksa untuk keperluan higiene sanitasi

Tabel 5.3 Parameter kimia dalam standar baku mutu kesehatan lingkungan untuk media air untuk keperluan hygiene sanitasi

Parameter Wajib	Unit	Standar Baku Mutu (Kadar Maksimum)
pH	mg/l	6,5-8,5
Besi (Fe_3^+)	mg/l	
Flourida (F^-)	mg/l	1,5
Kesadahan (CaCO_3)	mg/l	500
Mangan (Mn)	mg/l	0,5
Nitrat (NO_3^-)	mg/l	10
Nitrit, sebagai (NO_2^-)	mg/l	1
Sianida (CN^-)	mg/l	0,01
Deterjen	mg/l	0,05
Pestisida	mg/l	0,1

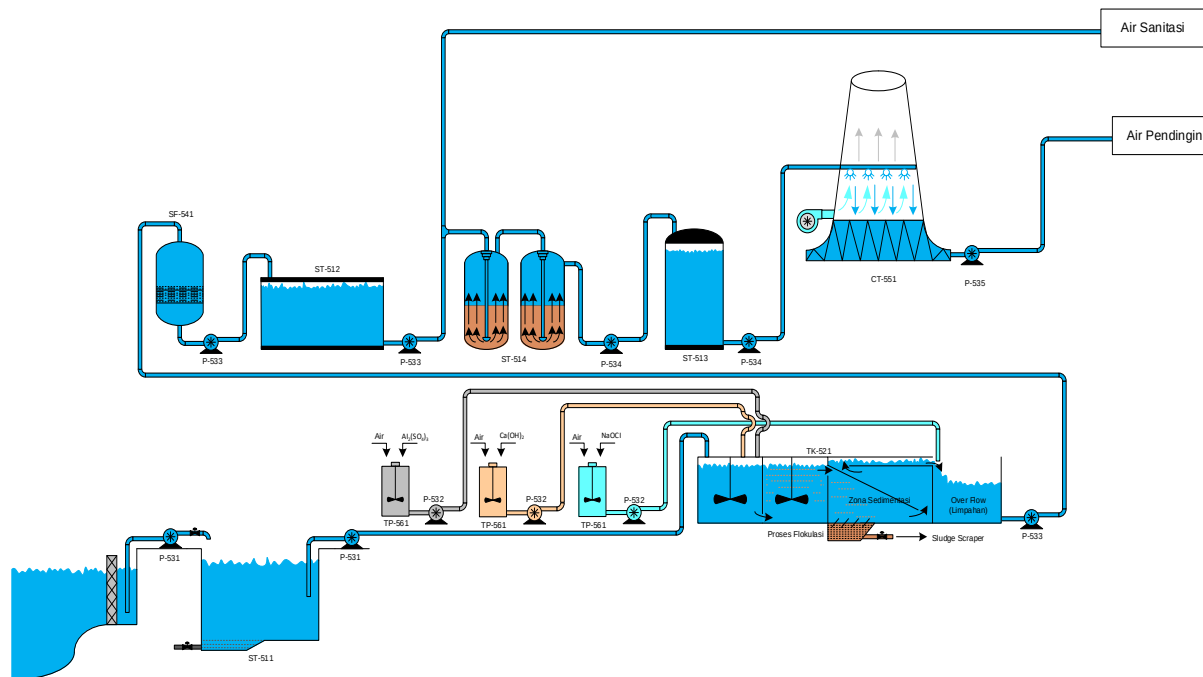
Pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.1 dibawah ini



Gambar 5.1 Blok Diagram Proses Pengolahan Air

Adapun Flowsheet pengolahan air dapat dilihat pada Gambar 5.2 dibawah ini.

FLWSHEET UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA



 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Bung Hatta		
UTILITAS PABRIK METANOL DARI HIDROGEN DAN KARBON DIOKSIDA		
		TANDA TANGAN
Digambar	Nur 'Aisyah (1810017411027)	
	Sucipta Nurul Sakinah (1810017411026)	
Diperiksa dan Disetujui	Prof. Dr. Eng. Reni Desmiarti, S.T., M.T (Pembimbing)	
No	Kode Alat	Keterangan
1	ST - 511	Bak Penampungan Air sungai
2	P - 531	Pompa II
3	TK - 421	Tangki Koagulasi
4	P - 532	Pompa II
5	ST - 512	Bak Penampung Sementara I
6	SF - 541	Sand Filter
7	ST - 513	Bak Penampungan Sementara II
8	P - 533	Pompa III
9	CT - 551	Cooling Tower
10	SCT - 514	Bak Cooling Tower
11	P - 534	Pompa IV
12	P - 535	Pompa V

a. Proses Presedimentasi

Air sungai sebelum dikirim ke unit utilitas, dipisahkan terlebih dahulu dari kotoran yang berupa zat padat kasar yang terapung dengan cara memasang saringan disekitar *suction* pompa pengambil air (P-531), lalu dipompakan dan dialirkan ke bak penampung (ST-511).

b. Proses Pengolahan Raw Water

Air dari bak penampungan (ST-511) dialirkan ke bak pengolahan raw water (TK-521) yang terdiri dari empat buah bak, yaitu bak pembentukan koagulan (*Mixing Chamber*), bak pembentukan flok-flok (*Flocculation Chamber*), bak sedimentasi (*Sedimentation Chamber*), dan bak penampungan limpahan air bersih (*Float Chamber*). Bak pengolahan raw water (RW-2601) berfungsi untuk menghilangkan padatan terlarut dengan cara menambahkan bahan kimia sehingga terbentuk gumpalan dari kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air. Pengolahan raw water terbagi menjadi tiga tahap:

1. Proses koagulasi Air dari bak penampungan (ST-511) dialirkan ke bak pembentukan koagulan, pada bak ini diinjeksikan bahan-bahan kimia sebagai berikut
 - Larutan Alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$)
Bahan kimia ini untuk menggabungkan beberapa molekul melalui penetralan muatan. Reaksi yang terjadi :

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O} + 6\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{Al}(\text{OH})_3 + \text{H}_2\text{SO}_4 + 18\text{H}_2\text{O}$$
 - Larutan Kapur Tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)
Bahan ini digunakan untuk menetralkan air yang dihasilkan pada unit pengendapan sehingga memperoleh nilai pH=7.
Reaksi yang terjadi : $\text{H}_2\text{SO}_4 + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow \text{CaSO}_4 + 2\text{H}_2\text{O}$
 - Larutan *Calcium Hypochlorite* ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)
Penambahan ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$) berfungsi sebagai berikut:
 - Desinfektan berfungsi membunuh bakteri yang terdapat dalam air.

- Menghilangkan senyawa nitrogen dalam air, terutama amoniak.
- Mengontrol rasa, bau, dan warna.
- Meminimalkan H_2S .
- Meminimalkan Mn & Fe.
- Mengontrol alga & lumut.
- Sebagai bahan pendukung koagulasi

2. Proses Flokulasi

Proses flokulasi, yaitu penggabungan flok-flok kecil menjadi flok yang berukuran besar. Proses flokulasi juga bisa dipercepat dengan penambahan zat kimia tertentu (flokulan aid), seperti $Ca(OH)_2$. Faktor utama yang mempengaruhi keefektifan koagulasi dan flokulasi air adalah tingkat kekeruhan air, padatan tersuspensi, pH, durasi dan tingkat agitasi selama koagulasi dan flokulasi, serta dosis koagulan.

Proses flokulasi dapan mengurangi partikel yang tersuspensi di dalam air sebelum di alirkan ke bak selanjutnya . Koagulan-koagulan yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak pembentukan flok. Pada bak 60 ini dilengkapi dengan pengaduk yang berputar dengan lambat sehingga koagulan-koagulan saling bergabung membentuk flok-flok.

3. Proses Sedimentasi

Flok-flok yang terbentuk dialirkan bersama air ke bak sedimentasi. Flok-flok ini akan mengendap dengan proses sedimentasi, dimana flok akan terbentuk pada bagian dasar tangki dan air bersih dialirkan pada bagian atas (limpahan). Bak sedimentasi ini dilengkapi dengan *sludge scrapper* yang bertujuan untuk mengangkat lumpur agar lumpur lebih cepat keluar

4. Sand Filter

Filtrasi adalah suatu proses pemisahan zat padat dari fluida (cair maupun gas) yang membawanya menggunakan suatu medium berpori atau bahan berpori lain untuk menghilangkan sebanyak mungkin zat padat halus yang tersuspensi dan kloid. Pada pengolahan air, filtrasi digunakan untuk menyaring air hasil dari proses koagulasi-.

flokulasi-sedimentasi sehingga dihasilkan air yang bersih. Air bersih dari bak pengolahan raw water (TK-521) diteruskan ke *sand filter* (SF-541), guna memisahkan kotoran-kotoran halus yang masih terdapat dalam air dan menghilangkan bau, rasa dan warna yang masih terdapat pada air tersebut. Penyaring yang digunakan pada *sand filter* (SF-541) adalah pasir silika, karbon aktif, dan kerikil. Agar pasir tidak terikut didalam air, maka pada bagian bawah *Sand Fiter* (SF-541) diberi penyaring. Air yang keluar dari *sand filter* (SF-541) ditampung pada tangki penampungan air bersih (ST-512). Air bersih ini sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi digunakan untuk demineralisasi untuk mendapatkan air proses

5.2.2 Air Proses

Air baku ini yang berasal dari Sungai Cidahu sebagian digunakan untuk air sanitasi. Karakteristik air Sungai Cidahu dapat di lihat pada tabel 5.4

Tabel 5.5 Karakteristik Sungai Cidahu

Parameter	Satuan	Kandungan
Suhu	°C	27
pH		6,4
Turbiditas	NTU	38
COD	mg/L	4,66
DO	mg/L	8,94
Nitrit	mg/L	0,01
Kesadahan	mg/L	156,6
Besi	mg/L	5,2

Air baku sebagian digunakan untuk air sanitasi dan dilakukan Demineralisasi untuk mendapatkan air proses yang diharapkan. memiliki spesifikasi sesuai dengan syarat air yang digunakan untuk air proses. Ketidaksesuaian kriteria air menurut standar kualitas, maka harus memenuhi standar kualitas yang tertera pada Tabel 5.5.

Tabel 5.5 Persyaratan air proses

Parameter	Satuan	Pengendalian Batas
pH	Unit	10.5 – 11.5
Konduktivitas	μ mhos/cm	5000, max
TDS	mg/l	3500, max
P- Alkalinity	mg/l	-
M- Alkalinity	mg/l	800,max
O- Alkalinity	mg/l	2.5 x SiO ₂ , min
<i>Total Hardness</i>	mg/l	-
Silika	mg/l	150, max
Besi	mg/l	2, max
Phospat residu	mg/l	20 -50
Residu sulfat	mg/l	20 – 50
pH kondensat	mg/l	8.0 – 9.0

Sumber: PT. Nalco Indonesia

5.2.3 Air Pendingin

Air pendingin atau *cooling water* dihasilkan pada menara pendingin (*Cooling tower*). *Cooling tower* berfungsi sebagai alat untuk mendinginkan air panas yang berasal dari *condensor* dan *cooler* dengan cara dikontakkan langsung dengan udara secara konveksi paksa menggunakan *fan*/kipas.

Langkah pertama adalah memompa air panas tersebut menuju *cooling tower* melewati *system* pemipaan yang pada ujungnya memiliki banyak *nozzle* untuk tahap *spraying* atau semburan. Air panas yang keluar dari *nozzle* secara langsung sementara itu udara atmosfer dialirkan melalui atau berlawanan dengan arah jatuhnya air panas karena pengaruh *fan/blower* yang terpasang pada *cooling tower*. Sistem ini sangat efektif dalam proses pendinginan air karena suhu kondensasinya sangat rendah mendekati suhu *wet-bulb* udara. Air yang sudah mengalami penurunan temperatur ditampung dalam bak/basin untuk kemudian dipompa kembali menuju *condensor* dan *cooler*. Pada *cooling tower* juga dipasang katup *make up water* yang dihubungkan ke sumber air terdekat untuk menambah kapasitas air pendingin jika terjadi kehilangan air ketika proses *evaporative cooling* tersebut.

1. Demineralisasi (*Water Softener*)

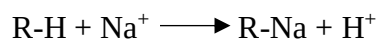
Untuk menanggulangi hal diatas maka diperlukan *pretreatment* atau pengolahan awal terhadap air umpan boiler berupa pelunakan air (*water softening*). Alat yang digunakan untuk menghilangkan kesadahan ini disebut dengan *water softener*. *Water softener* menggunakan prinsip kerja pertukaran ion. Pada proses ini, air dialirkan melalui unggun resin yang telah dijenuhkan terlebih dahulu dengan mengalirkan larutan *brine* (mengandung ion natrium) melewati unggun. Resin yang digunakan pada pertukaran air bebas mineral dapat dilihat pada Tabel 5.4

Tabel 5.4 Jenis Resin

	Kation	Anion
Jenis resin	Lewatit MonoPlus S 100	Lewatit MP 600 WS
Bentuk	<i>Gel type beads</i>	<i>Macroporous</i>
Volume	250 L	550 L
<i>Ionic form as shipped</i>	Na	Cl
<i>Functional group</i>	Asam sulfonat	Quarternary amine
Densitas	1.28 g/ml	1.1 g/ml
Ph	0-14	0-14
Suhu	120°C	30°C
Regeneran	H ₂ SO ₄ , HCl, NaCl	NaOH
Konsentrasi regeneran	4-6%	2-4%

Proses pertukaran ion terjadi ketika ion penyebab kesadahan seperti Ca²⁺ dan Mg²⁺ terikat pada resin dan melepaskan ion Na⁺ ke dalam air menurut persamaan reaksi di bawah ini.

Kation :



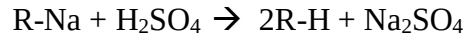
Anion :



Kation lainnya, seperti ion Cu²⁺, Zn²⁺, Mn²⁺ dan Fe²⁺/Fe³⁺, juga akan dihilangkan dari dalam air melalui proses ini. Air yang keluar selanjutnya ditampung pada denim water storage water (ST-513) dan dapat digunakan untuk air proses dan air pendingin.

Suatu resin penukar ion yang hanya dapat berlangung jika bahan penukar dapat menyediakan hidrogen atau hidroksida untuk menggantikan kation dan anion dari air

mentah. Jika suatu kation dan anion tidak mampu lagi menukar, kation dan anion tersebut harus dikembalikan kepada keadaan awal melalui regenerasi. Regenerasi kation dilakukan dengan cara mengganti kembali ion H^+ yang telah jenuh dengan mereaksikannya dengan H_2SO_4 .



Regenerasi anion dilakukan dengan cara mengganti kembali ion OH^- yang telah jenuh dengan mereaksikannya dengan larutan $NaOH$.



Air baku ini yang berasal dari Sungai Cidahu sebagian digunakan untuk air sanitasi dan sebagian lagi dilakukan Demineralisasi untuk mendapatkan air proses yang diharapkan. Selain itu air yang digunakan harus bebas dari mineral-mineral atau unsur yang menyebabkan kesadahan air menjadi tinggi. Ion-ion seperti Ca^{2+} dan Mg^{2+} akan menyebabkan tingginya kesadahan air disamping juga Mn^{2+} dan Fe^{2+}/Fe^{3+} . Ion-ion penyebab kesadahan ini harus dieliminasi sekecil mungkin sehingga konsentrasinya maksimum 0,05 ppm

BAB VI

SPESIFIKASI PERALATAN

Berdasarkan perhitungan pada Lampiran diperoleh peralatan utama dan peralatan utilitis pada perancangan pabrik metanol dari Karbon dioksida dan hidrogen seperti diuraikan dibawah ini.

6.1 Spesifikasi peralatan utama

6.1.1 Fix Bed Reactor (R-2041)

Tabel 6.1 Spesifikasi Reaktor Metanol (R-2041)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Fix Bed Reactor</i>
Kode	R-2041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogennasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (metanol)
Gambar	
Suhu	284°C
Tekanan	76,9 atm
Diameter Reaktr (Dr)	6,482 m
Tinggi Reaktor (Ht)	11,34 m
Tinggi head (He)	1,62 m
Tinggi Shell (Hs)	9,723 m
Tebal dinding reaktor (Ts)	0,167 in
Tebal tutup reaktor (Te)	0,574 in
Diameter jaket	29,685 in
Tinggi Tumpukan Katalis	7,3152 m
Volume reaktor	

Bahan Konstruksi	356,39 m ³ Stainless
------------------	------------------------------------

6.1.2 Heat Exchanger (E-1041)

Tabel 6.2 Spesifikasi Heat Exchanger (E-1041)

SPESIFIKASI	
Nama	Heater
Kode	E-1041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memanskan gas yang akan masuk ke reaktor
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Gas
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Doble pipe Heat Exchanger</i>
Gambar	
Material	<i>Stainless steel (austenitic) AISI Tipe 316</i>
Panjang Pipa	20 ft
Hairpin	1 buah
Design Overall Coefficient, U_d	$82,5 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Clean Overall Coefficient, U_c	$98,8 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Surface, A	$39,7 \text{ ft}^2$
Dirt Factor, R_d	$0,002 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$
Annulus	Reaktor (R-2041)
Inner Pipe	Heater (E-1041)

6.1.3 Kondensor (C-3135)

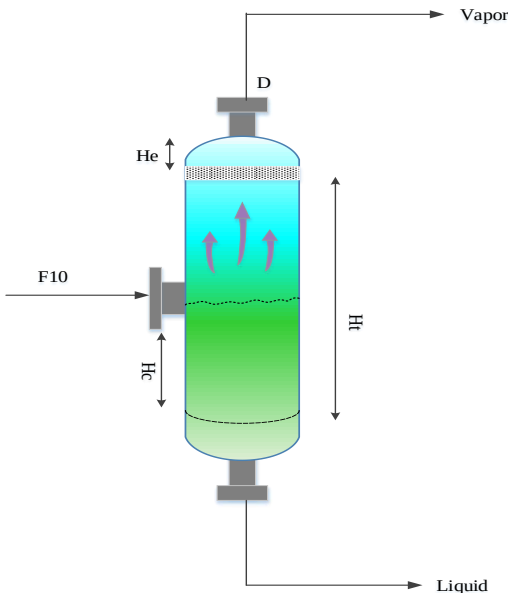
Tabel 6.3 Kondensor (C-3135)

SPESIFIKASI	
Nama	Kondensor
Kode	C-3135
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan hasil distilat sebelum masuk ke flash drum (FD-3073)
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Doble pipe Heat Exchanger</i>
Gambar	
Material	<i>Stainless steel (austenitic) AISI Tipe 316</i>
Panjang Pipa	20 ft
<i>Hairpin</i>	1 buah
<i>Design Overall Coefficient, U_d</i>	$75 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
<i>Clean Overall Coefficient, U_c</i>	$92,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
<i>Surface, A</i>	$17,02 \text{ ft}^2$
<i>Dirt Factor, R_d</i>	$0,0091 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$
<i>Annulus</i>	<i>Cooling Water</i>
<i>Inner Pipe</i>	Distilat D-3181

6.1.4 Flash Drum (FD-3072)

Tabel 6.4 Spesifikasi Flash Drum (FD-3072)

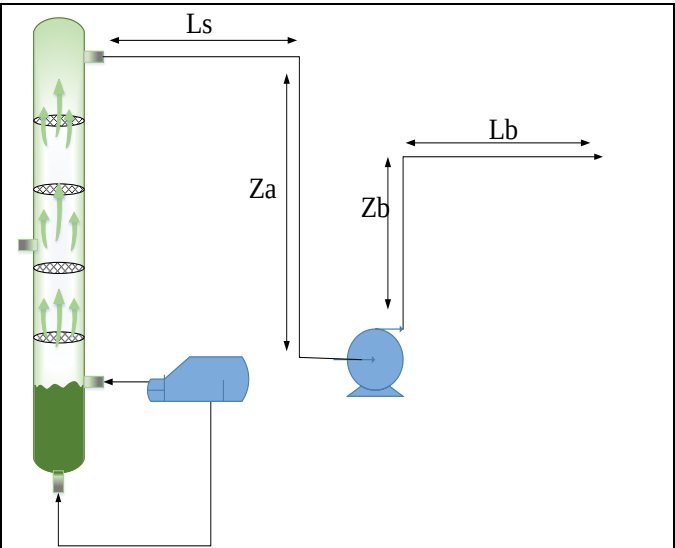
SPESIFIKASI	
Nama	Flash Drum
Kode	FD-3072
Bahan konstruksi	<i>Slinder vertikal</i>
Jumlah	1 unit
Fungsi	Untuk memisahkan fasa gas didalam liquid
Fasa Bahan	Gas- Cair

DESIGN	
Gambar	
Temperatur	35 °C
Diameter	1,2 m
Tinggi tangki	4,7 m
Tinggi ellipsoidal	0,67 m
Tinggi liquid	3 m
Tinggi Vapor	1 m
Tinggi total	4,7 m

6.1.5 Pompa (P-1)

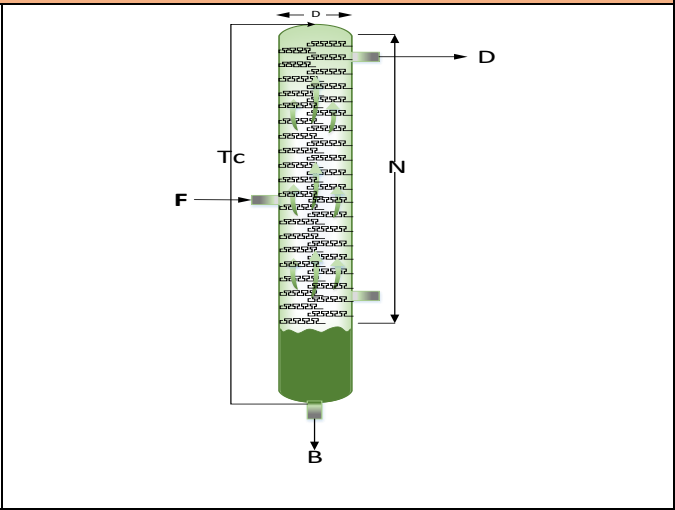
Tabel 6.5 Spesifikasi Pompa (P-1)

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa
Kode	P-1
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memompa hasil distilat ke cooler
Sifat Bahan	Tidak Korosif
Fasa Bahan yang dialirkan	Gas
DESAIN	

Gambar	
Tipe	
Laju Alir	41909,14 kg/jam
Daya	2,3882 Hp

6.1.6 Kolom Distilasi (DC-3102)

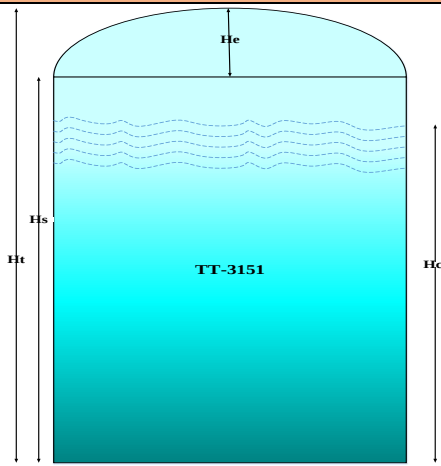
Tabel 6.6 Spesifikasi Kolom Distilasi (DC-3102)

SPESIFIKASI	
Nama	Kolom Distilasi
Kode	DC-3102
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	

Tipe	Tray column
Bahan konstuksi	Carbon Stell Grade D
Temperatur	67°C
Diameter	2,5 m
Tinggi kolom distilasi	16 m
Tray space	0,3m
Jumlah tray	47 stage
Tinggi elipsoidal head	0,82m
Tebal tangki	0,13in

6.1.7 Tangki Metanol (TT-3151)

Tabel 6.7 Spesifikasi Tangki Metanol (TT-3151)

SPESIFIKASI	
Nama	Storage Tank Methanol
Kode	TT-3151
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat menyimpan produk (metanol)
Sifat Bahan	Tidak korosif
Fasa Bahan	Cair
DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Material	Carbon Steel SA-285
Diameter Tangki, D_t	24,44 m
Tinggi Silinder, H_s	36,66 m
Tinggi <i>Ellipsoidal</i> , H_e	6,11 m
Tinggi Total, H_t	42,77 m
Tebal Alas, t_f	30,55 in

Tebal Silinder, t_s	1,41 in
Tebal <i>Ellipsoidal</i> , t_e	1,41 in

6.2 Spesifikasi Utilitas

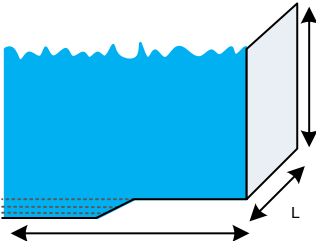
6.2.1 Pompa

Tabel 6.8 Spesifikasi Pompa

SPESIFIKASI	
Nama	Pompa
Kode	(P-1001)
Jumlah	1 Unit
Tipe	Centrifugal pump
Fungsi	Mengalirkan air sungai ke bak penampung
Gambar	
Laju alir	145.436,18 kg/jam
Ukuran pipa	8 in
Daya	5,6 HP
Bahan Kontruksi	<i>Commercial steel pipe</i>

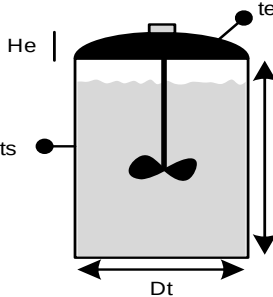
6.2.2 Bak Penampung Air Sungai (ST-511)

Tabel 6.9 Spesifikasi Bak Penampung Air Sungai (ST-511)

SPESIFIKASI	
Nama	Bak Penampung Air Sungai
Kode	ST-511
Jumlah	1 Unit
Tipe	Persegi Panjang
Fungsi	Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih
Gambar	
Panjang	14,25 m
Lebar	9,5m
Tinggi	4,75 m
Bahan Kontruksi	Beton bertulang

6.2.3 Tangki Pelarutan Alum (TP-561)

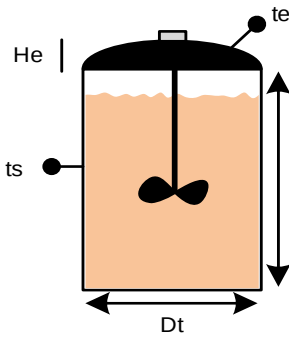
Tabel 6.10 Spesifikasi Tangki Pelarutan Alum (TP-561)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki pelarut alum
Kode	(TP-561)
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat melarutkan alum
Sifat bahan	Korosif
Fasa	Padat
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsoidal

Jenis impeller	Propeller
Diameter tangki (Dt)	1,0109 m
Tinggi tangki (Hs)	1,01m
Tebal dinding tangki (ts)	0,0012 m
Diameter pengaduk (Da)	0,34 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,092
Lebar daun pengaduk (W)	0,08 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,34 m
Lebar Baffle (J)	0,08 m
Kecepatan putar pengaduk	1,24 rps
Daya pengadukan	0,0036HP
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

6.2.4 Tangki Pelarut Kapur Tohor (TP-562)

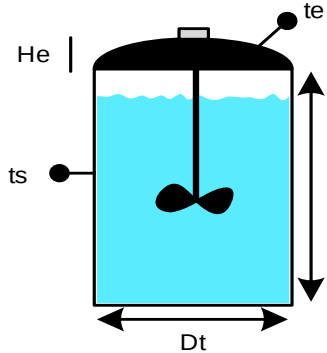
Tabel 6.11 Spesifikasi Tangki Pelarut Kapur Tohor (TP-562)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki Pelarutan Kapur Tohor
Kode	(TP-562)
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat melarutkan kapur tohor
Sifat bahan	Korosif
Fasa	Padat
Gambar	
Tipe	Silinder tegak dengan alas tutup torispherical
Jenis impeller	Propeller
Diameter tangki (Dt)	0,66 m
Tinggi tangki (Hs)	0,66 m
Tebal dinding tangki (ts)	0,0034 m
Diameter pengaduk (Da)	0,18 m
Panjang daun pengaduk (L)	0,04 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,04 m
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,18 m
Lebar Baffle (J)	0,04 m
Kecepatan putar pengaduk	2,33 rps

Daya pengadukan	0,0014 HP
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>

6.2.5 Tangki Pelarutan Kaporit (TP-563)

Tabel 6. 12 Spesifikasi Tangki Pelarutan Kaporit (TP-563)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki pelarutan kaporit
Kode	(TP-563)
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat melarutkan alum
Sifat bahan	Korosif
Fasa	Padat
Gambar	
Tipe	<i>Silinder vertical</i> dengan alas dan tutup torispherical
Jenis impeller	Propeller
Diameter tangki (Dt)	2,18 m
Tinggi tangki (Ht)	2,72 m
Tebal dinding tangki (td)	0,089
Diameter pengaduk (Da)	0,73
Panjang daun pengaduk (L)	0,18 m
Lebar daun pengaduk (W)	0,15
Tinggi pengaduk dari dasar tangki (E)	0,73
Lebar Baffle (J)	0,002 m
Kecepatan putar pengaduk	0,6219 rps
Daya pengadukan	0,03 HP
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>

6.2.6 Unit Pengolahan Raw Water (TK-521)

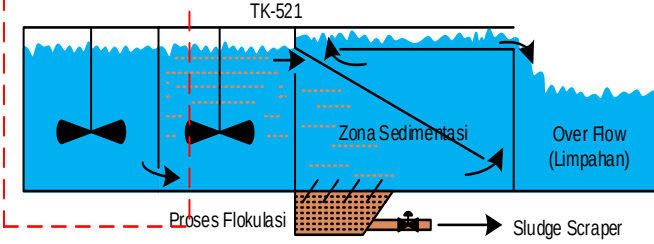
Tabel 6.13 Spesifikasi Unit Pengolahan Raw Water (TK-521)

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi Sifat bahan Fasa	Unit pengolahan Raw Water TK-521 1 Unit Tempat pencampuran, pembentukann dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air Tidak korosif Cair
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Bahan kontruksi	Semen
Panjang	11,31 m
Lebar	7,54 m
Tinggi	3,77 m

a. Bak Pencampur

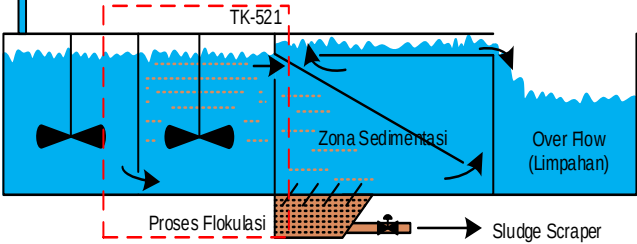
Tabel 6.14 Spesifikasi Bak Pencapuran

SPESIFIKASI	
Nama Jumlah Fasa	Bak pencampur 1 Unit Cair
Gambar	

	
Panjang	2,26 m
Tinggi	7,54 m
Lebar	3,7 m
Kecepatan putar pengaduk	0,2212 rps
Daya motor	0,05 HP

b. Bak pembentukan flok

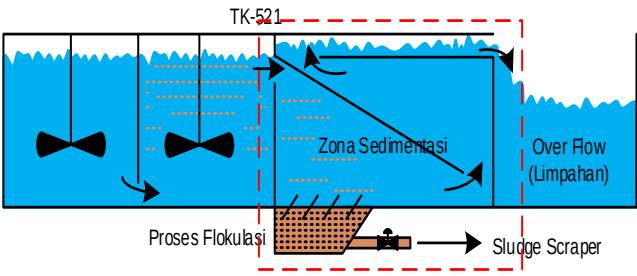
Tabel 6.15 Spesifikasi Bak Pembentukan Flok

SPESIFIKASI	
Nama	Bak pembentuk flok
Jumlah	1 Unit
Fasa	Cair
Gambar	
Panjang	3,39 m
Tinggi	7,54 m
Lebar	3,7 m
Kecepatan putar pengaduk	0,33 rps
Daya motor	6,58 HP

c. Bak Sedimentasi

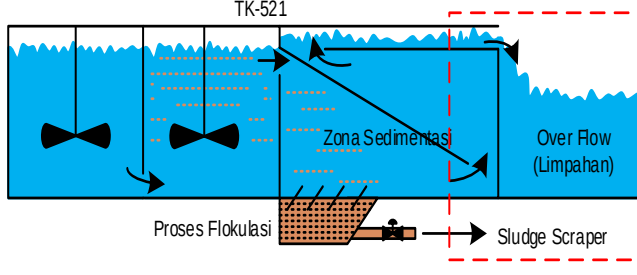
Tabel 6.16 Spesifikasi Bak Sedimentasi

SPESIFIKASI	
Nama	Bak sedimentasi
Jumlah	1 Unit
Fasa	Cair

Gambar	
Panjang	3,9 m
Tinggi	7,54 m
Lebar	3,7 m
Volume bak pencampur	96,571 m ³

d. Bak Penampung Berpelampung

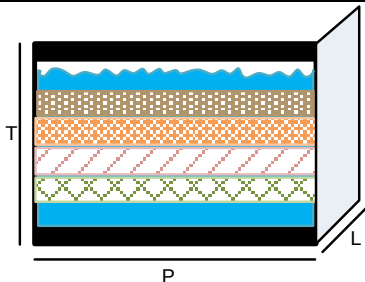
Tabel 6.17 Spesifikasi Bak Penampung Berpelampung

SPESIFIKASI	
Nama	Bak penampung berpelampung
Jumlah	1 Unit
Fasa	Cair
Gambar	
Panjang	3,9 m
Lebar	7,54 m
Tinggi	3,7 m
Volume bak pencampur	96,571 m ³

6.2.7 Sand Filter (SF-514)

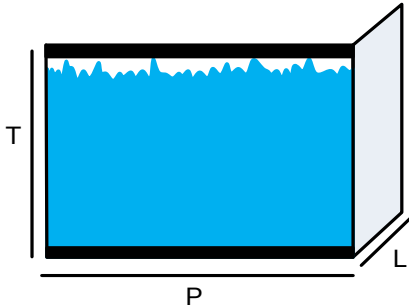
Tabel 6.18 Spesifikasi Sand Filter (SF-514)

SPESIFIKASI	
Nama	Sand Filter
Kode	SF-541
Jumlah	1 Unit

Fungsi Sifat bahan Fasa	Menyaring sisa-sisa flok dalam air dari bak penampung berpelampung Tidak korosif Cair
Gambar	
Tipe	Persegi panjang
Panjang	9,33 m
Lebar	6,22 m
Tinggi	3,1 m
Bahan konstruksi	Beton bertulang

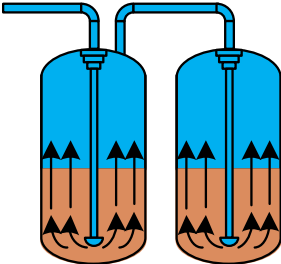
6.2.8 Bak penampung air bersih (ST-512)

Tabel 6.19 Spesifikasi Bak penampung air bersih (ST-512)

SPESIFIKASI	
Nama Kode Jumlah Fungsi Sifat bahan Fasa	Bak penampung air bersih ST-512 1 Unit Menampung air bersih hasil penyaringan dari sand filter Tidak korosif Cair
Gambar	
Tipe	Pesegi panjang
Panjang	25,8 m ³
Lebar	17,2 m ³
Tinggi	8,6 m ³
Bahan konstruksi	Beton bertulang

6.2.9 Softener Tank (ST-514)

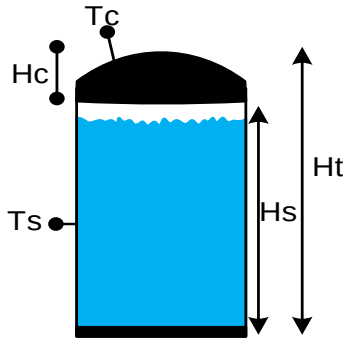
Tabel 6.20 Spesifikasi *Softener Tank* (ST-514)

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Softener Tank</i>
Kode	ST- 514
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Menghilangkan kandungan ion-ion didalam air
Sifat bahan	Tidak korosif
Fasa	Cair
Gambar	 ST-514
Diameter pipa	3 in
Panjang	4,9 m
Tinggi	2,27 m
Lebar	3,05 m
Bahan kontruksi	<i>Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si</i>

6.2.10 Tangki air denim (ST-513)

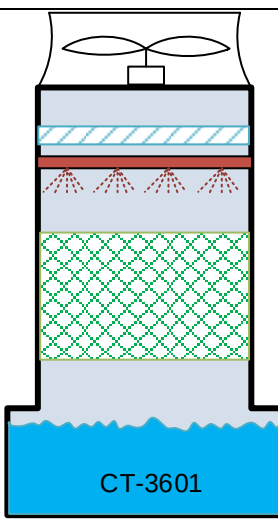
Tabel 6.21 Spesifikasi Tangki air denim (ST-513)

SPESIFIKASI	
Nama	Tangki air denim
Kode	ST-513
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat penyimpanan air bersih bebas mineral

Gambar	
Diameter tangki	3,5 m
Tinggi tangki	4,49 m
Tinggi cairan	4,04 m
Tekanan cairan	5,8 psi
Tebal dinding tangki	0,2 m
Tebal tutup tangki	0,005 m

6.2.11 Cooling Tower (CT-511)

Tabel 6.22 Spesifikasi Cooling Tower (CT-511)

SPESIFIKASI	
Nama	Cooling Tower
Kode	CT-511
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Mendinginkan air proses
Gambar	
Luas Pendingin	50,59 m ²
Tinggi menara	19,54m
Diameter	1,9 m
Daya yang dibutuhkan fan	20,15 HP

BAB VII

TATA LETAK PABRIK DAN K3LH (KESEHATAN, KESELAMATAN KERJA DAN LINGKUNGAN HIDUP)

Susunan peralatan dan fasilitas dalam suatu rancangan alir proses merupakan syarat penting dalam memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik atau desain secara terperinci pada masa mendatang, meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, tata letak peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberi informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat, sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pabrik didirikan.

7.1 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu pengaturan yang optimal dari perangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik, tempat kedudukan dari bagian-bagian dalam pabrik yang meliputi tempat bekerjanya karyawan, tempat terjadinya proses produksi, tempat penyimpanan bahan baku dan produk, yang ditinjau dari segi hubungan satu sama lain. Beberapa bangunan fisik yang lain seperti : kantor, bengkel, poliklinik, laboratorium, kantin, pemadam kebakaran, pos keamanan/penjagaan, dan sebagainya hendaknya ditempatkan pada bagian tersendiri, sehingga kelancaran proses tidak terganggu ditinjau dari segi lalu lintas bahan baku, barang, control dan keselamatan kerja. Tata letak yang tepat sangat berpengaruh terhadap efisiensi, keselamatan dan kelancaran dari para pekerja dan keselamatan proses.

Suatu rancangan pabrik yang rasional mencakup penyusunan area proses, storage (persediaan) dan area pemindahan/area alternatif (area handling) pada posisi yang efisien dan dengan melihat faktor-faktor sebagai berikut (Timmerlaus, 2004) :

- Urutan proses produksi dan kemudahan aksesibilitas operasi, jika suatu produk perlu diolah lebih lanjut maka pada unit berikutnya disusun berurutan sehingga sistem perpipaan dan penyusunan letak pompa lebih sederhana.
- Pengembangan lokasi baru atau penambahan/perluasan lokasi yang telah ada sebelumnya.
- Distribusi ekonomis dari fasilitas logistik (bahan baku dan bahan pelengkap), fasilitas utilitas (pengadaan air, steam, tenaga listrik dan bahan bakar),
- bengkel untuk pemeliharaan/perbaikan alat serta peralatan pendukung lainnya.
- Bangunan menyangkut luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
- Pertimbangan kesehatan, keamanan dan keselamatan seperti kemungkinan kebakaran/peledakan.
- Masalah pembuangan limbah.
- Alat-alat yang dibersihkan/dilepas pada saat shut down harus disediakan ruang yang cukup sehingga tidak mengganggu peralatan lainnya.
- Pemeliharaan dan perbaikan.
- Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik harus dipertimbangkan dengan kemungkinan dari perubahan proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.
- Service area seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah dan sebagainya diatur sedemikian rupa sehingga tidak terlalu jauh dari tempat kerja.

Penyusunan tata letak peralatan proses, tata letak bangunan dan lain-lain akan berpengaruh secara langsung pada investasi modal, biaya produksi, efisiensi kerja dan keselamatan kerja. Pengaturan tata letak pabrik yang baik akan memberikan beberapa keuntungan seperti :

1. Mengurangi jarak transportasi bahan baku dan produk sehingga memudahkan proses material handling.
2. Memberikan ruang gerak yang lebih leluasa sehingga mempermudah perbaikan mesin dan peralatan yang rusak.

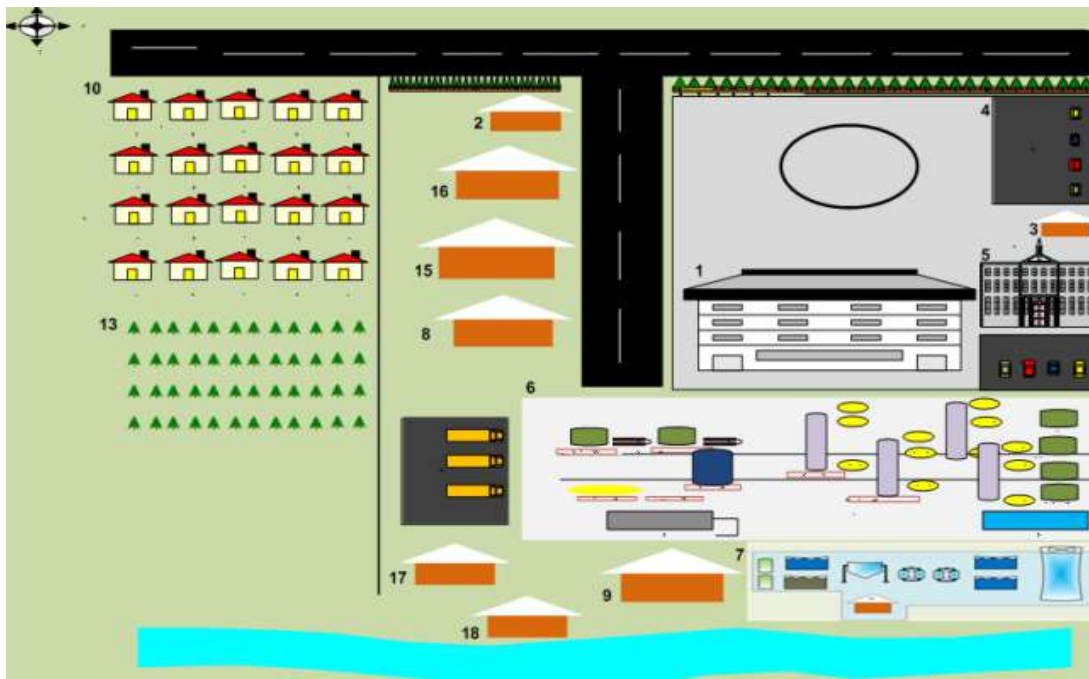
3. Menurunkan ongkos produksi.
4. Meningkatkan keselamatan kerja.
5. Mengefesiensikan kerja semaksimal mungkin.
6. Meningkatkan pengawasan operasi dan proses agar lebih baik.

Pabrik methanol dari Karbon Dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂) ini direncanakan di Sukasari, Kecamatan Cidahu, Kabupaten Subang, Jawa Barat dengan perincian sebagai berikut:

Tabel 7.1 Perincian Luas Lahan Pabrik Metanol

Kode	Keterangan	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	80
2.	Parkir	1.000
3.	Jalan/ Taman dan Mess	15.000
4.	Perumahan	20.000
5.	Kantor dan ruang pelatihan	400
6.	Poliklinik	200
7.	Laboratorium dan Ruang kontrol	1.200
8.	Area Penyimpanan Proses	400
9.	Area Pabrik	10.000
10.	Area Bahan Baku	750
11.	Kafeteria	25
12.	Mesjid	200
13.	Unit Pemadam Kebakaran	1.000
14.	Utilitas	750
15.	Gedung Maintenance	500
16.	Area Perluasan	30.000
17.	Sungai	-

Adapun tata letak lingkungan pabrik pada gambar 7.1



Gambar 7.1 Tata Letak Pabrik

Keterangan gambar :

1. Kantor Pusat
2. Pos Satpam
3. Kantin
4. Area Parkir
5. Mesjid
6. Area Pabrik
7. Area Utilitas
8. Ruang Kontrol
9. Area Pengolahan Limbah
10. Perumahan Karyawan
13. Daerah Hijau Terbuka
15. Laboratorium
16. Klinik
17. Warehouse
18. Workshop

7.2 Kesehatan dan Keselamatan Kerja Lingkungan Hidup

Penanganan keselamatan kerja tidak lepas dari rancangan dan pelaksanaan konstruksi. Untuk itu semua peralatan harus memenuhi standar rancang bangun. Keamanan kerja berkaitan erat dengan aktifitas suatu industri, maka perlu dipikirkan suatu sistem keamanan yang memadai. Sistem keamanan dapat terwujud karena beberapa hal seperti pemilihan lokasi, tidak ada dampak lingkungan negatif, tata letak peralatan pabrik dan kepatuhan karyawan terhadap semua peraturan di dalam pabrik. Keamanan suatu pabrik kimia sangat tergantung dari penanganan, pengendalian dan usaha untuk mencegah bahaya yang mungkin timbul.

Usaha – usaha yang perlu diperhatikan untuk menanggulangi bahaya – bahaya yang mungkin terjadi adalah sebagai berikut :

1. Tangki dipilih yang tahan tekan, tahan korosi dan dilengkapi dengan manhole dan handhole untuk pemeriksaan dan pemeliharaan.
2. Memakai jaket untuk mencegah kebocoran pada suatu sistem pemipaan.
3. Pipa – pipa yang dialiri fluida panas dan beracun diberi warna kontras dan dipasang jauh dari tempat karyawan lewat.
4. Lampu – lampu penerangan pada pabrik harus dipasang memadai.
5. Kabel – kabel listrik pada daerah suatu proses diberi isolasi khusus yang tahan terhadap panas.
6. Bangunan – bangunan yang tinggi harus diberi penangkal petir.
7. Ventilasi udara untuk laboratorium dan ruang penyimpanan bahan kimia harus cukup, agar sirkulasi udara baik.
8. Sistem pemadaman kebakaran disesuaikan dengan jenis proses.
9. Pengontrolan harus diadakan secara periodik untuk semua peralatan dan instalasi pabrik.

7.2.1 Sebab-Sebab Terjadinya Kecelakaan

Secara umum sebab terjadinya kecelakaan sebagai berikut:

1. Lingkungan fisik

Lingkungan fisik meliputi mesin, peralatan, bahan produksi, lingkungan kerja, penerangan dan lain – lain.

Kecelakaan terjadi akibat :

- Kesalahan perencanaan.
 - Rusaknya peralatan.
 - Kesalahan waktu pembelian.
 - Terjadi ledakan karena kondisi operasi yang tidak terkontrol.
 - Penyusunan peralatan dan bahan produksi yang kurang tepat.
2. Manusia (karyawan) Kecelakaan yang disebabkan oleh manusia (karyawan) antara lain :
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan karyawan.
 - Ketidakcocokan karyawan dengan peralatan proses atau lingkungan kerja.
 - Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran karyawan akan keselamatan kerja.
 - Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
3. Sistem Manajemen
- Adapun kecelakaan yang disebabkan oleh sistem manajemen adalah :
- Kurangnya perhatian terhadap keselamatan kerja.
 - Kurangnya penerapan prosedur kerja dengan baik.
 - Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan pabrik dan modifikasi pabrik.
 - Tidak mengadakan inspeksi peralatan.
 - Kurang perhatian pada sistem penganggulangan bahaya.

7.2.2 Peningkatan Usaha Keselamatan Kerja

Untuk meningkatkan keselamatan kerja yang harus diperhatikan dahulu adalah perkiraan–perkiraan di daerah mana yang paling rawan dengan kecelakaan. Kemudian mengetahui jenis kecelakaan apa saja yang dapat terjadi. Dilokasi pabrik Metanol ini kemungkinan jenis kecelakaan yang terjadi adalah.

1. Kecelakaan karena ledakan dan kebakaran dapat terjadi terutama di area proses dan utilitas. Hal – hal yang perlu diperhatikan:

- Cara pemasangan peralatan proses pabrik.
- Kondisi operasi yang terjadi pada masing – masing alat.
- Pemeriksaan terhadap peralatan hendaknya dilakukan secara rutin.
- Menyediakan alat pemadam kebakaran serta alat penyelamatan yang baru.

2. Kecelakaan secara fisik

Kecelakaan ini terjadi karena :

- Benturan

Pencegahan dapat dilakukan dengan :

- Memberi pagar pembatas pada peralatan yang bergerak.
- Mewajibkan setiap karyawan memakai helm dan sepatu pengaman apabila masuk ke lokasi pabrik.

7.2.3 Alat Pelindung Diri (APD)

Alat Pelindung Diri (APD) merupakan kelengkapan yang wajib digunakan saat bekerja sesuai bahaya dan risiko kerja untuk menjaga keselamatan pekerja itu sendiri dan orang di sekelilingnya. Kewajiban itu sudah disepakati oleh pemerintah melalui Departemen Tenaga Kerja Republik Indonesia. Semua jenis APD harus digunakan sebagaimana mestinya, gunakan pedoman yang benar-benar sesuai dengan standar keselamatan kerja (K3L 'Kesehatan, Keselamatan Kerja dan Lingkungan').

Hukum yang mendasari adalah:

1. Undang-undang No.1 tahun 1970.
 - a) Pasal 3 ayat (1) butir f: Dengan peraturan perundangan ditetapkan syarat-syarat untuk memberikan APD

- b) Pasal 9 ayat (1) butir c: Pengurus diwajibkan menunjukkan dan menjelaskan pada tiap tenaga kerja baru tentang APD.
 - c) Pasal 12 butir b: Dengan peraturan perundangan diatur kewajiban dan atau hak tenaga kerja untuk memakai APD.
- 2. Permenakertrans No.Per.01/MEN/1981

Pasal 4 ayat (3) menyebutkan kewajiban pengurus menyediakan alat pelindung diri dan wajib bagi tenaga kerja untuk menggunakannya untuk pencegahan penyakit akibat kerja.
- 3. Permenakertrans No.Per.03/MEN/1982

Pasal 2 butir I menyebutkan memberikan nasehat mengenai perencanaan dan pembuatan tempat kerja, pemilihan alat pelindung diri yang diperlukan dan gizi serta penyelenggaraan makanan ditempat kerja.
- 4. Permenakertrans No.Per.03/Men/1986

Pasal 2 ayat (2) menyebutkan tenaga kerja yang mengelola Pestisida harus memakai alat-alat pelindung diri yang berupa pakaian kerja, sepatu laras tinggi, sarung tangan, kacamata pelindung atau pelindung muka dan pelindung pernafasan.
- 5. Undang-undang No. 32 tahun 2009
 - a) Pasal 1 : Tentang perlindungan dan pengelolaan lingkungan hidup
 - b) Pasal 25 : Tentang PPLH (Perlindungan Pengelolaan Lingkungan Hidup) dan dokumen AMDAL
- 6. PERMENLH No. 16 Tahun 2012 : Tentang pedoman penyusunan dokumen lingkungan hidup
- 7. PERMENLHK No. 26 Tahun 2018 : Tentang pedoman penyusunan dan penilaian

7.2.4 Macam-macam Alat Pelindungi Diri

1. *Safety Helmet*

Safety helmet merupakan alat pelindung kepala yang melindungi kepala dari benda-benda yang bisa mengenai kepala secara langsung. Bentuk dari *safety helmet* dapat dilihat pada Gambar 7.2



Gambar 7.2 *Safety Helmet*

2. Tali Keselamatan (*safety belt*)

Berfungsi sebagai alat pengaman ketika menggunakan alat transportasi ataupun peralatan lain yang serupa (mobil, pesawat, alat berat, dan lain-lain). Sehingga saat kita terjatuh, ada tali pengaman yang menyangga tubuh kita. Bentuk dari *safety belt* dapat dilihat pada Gambar 7.3.



Gambar 7.3 *Safety Belt*

3. Sepatu Karet (*Boot*)

Berfungsi sebagai alat pengaman saat bekerja di tempat yang becek ataupun berlumpur. Kebanyakan dilapisi dengan metal untuk melindungi kaki dari benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb. Bentuk dari sepatu karet dapat dilihat pada Gambar 7.4



Gambar 7.4 *Boot*

4. Sepatu Keselamatan (*Safety Shoes*)

Seperti sepatu biasa, tapi dari bahan kulit dilapisi metal dengan sol dari karet tebal dan kuat. Berfungsi untuk mencegah kecelakaan fatal yang menimpa kaki, karena tertimpa benda tajam atau berat, benda panas, cairan kimia, dsb. Bentuk dari *safety shoes* dapat dilihat pada Gambar 7.5.



Gambar 7.5 *Safety Shoes*

5. Sarung Tangan (*Gloves*)

Berfungsi sebagai alat pelindung tangan pada saat bekerja di tempat atau situasi yang dapat mengakibatkan cedera tangan. Bahan dan bentuk sarung tangan disesuaikan dengan fungsi masing-masing pekerjaan. Bentuk dari *gloves* dapat dilihat pada Gambar 7.6



Gambar 7.6 Safety Gloves

6. Penutup Telinga (*Ear Plug/ Ear Muff*)

Berfungsi sebagai pelindung telinga pada saat bekerja di tempat yang bising. Sumbat Telinga Sumbat telinga yang baik adalah menahan frekuensi tertentu saja, sedangkan frekuensi untuk bicara biasanya (komunikasi) tak terganggu. Bentuk dari *ear plug* dapat dilihat pada Gambar 7.7



Gambar 7.7 Ear Plug

7. Kaca Mata Pelindung (*Safety Glasses*)

Berfungsi sebagai pelindung mata ketika bekerja (misalnya mengelas) agar tidak terkena benda-benda. Bentuk dari *safety glasses* dapat dilihat pada Gambar 7.8.



Gambar 7.8 *Safety Glasses*

8. Masker (*Respirator*)

Berfungsi sebagai penyaring udara yang dihirup saat bekerja di tempat dengan kualitas udara buruk (misal berdebu, beracun, dsb). Bentuk dari masker/respirator dapat dilihat pada Gambar 7.9



Gambar 7.9 *Respirator*

9. Pelindung Wajah (*Face Shield*)

Berfungsi sebagai pelindung wajah dari percikan benda asing saat bekerja (misal pekerjaan menggerinda). Bentuk dari *face shield* dapat dilihat pada Gambar 7.10.



Gambar 7.10 *Face Shield*

10. Jas Hujan (Rain Coat)

Berfungsi melindungi dari percikan air saat bekerja (misal bekerja pada waktu hujan atau sedang mencuci alat). Bentuk dari *rain coat* dapat dilihat pada Gambar 7.11



Gambar 7.11 Jas Hujan (Rain Coat)

BAB VIII

ORGANISASI PERUSAHAAN

8.1 Struktur Organisasi

Keberhasilan suatu perusahaan dalam meningkatkan pendapatannya sangat tergantung pada struktur, bentuk, dan manajemen dari perusahaan tersebut. Struktur organisasi yang baik sangat diperlukan didalam suatu perusahaan dengan tujuan untuk mencapai efisiensi kerja yang tinggi. Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan sehari-hari dalam memperoleh peningkatan kuantitas dan kualitas produk yang maksimal sehingga tercipta produktivitas kerja yang optimal.

8.2 Bentuk Organisasi

Pada Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂), bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT). Pemilihan ini didasarkan pertimbangan sebagai berikut:

- a. Perseroan Terbatas (PT) adalah suatu badan hukum artinya pemegang saham adalah pemilik dari perusahaan dan kekuasaan tertinggi pada rapat pemegang saham.
- b. Tanggung jawab dan wewenang pemegang saham terbatas karena segala sesuatu yang menyangkut kelancaran produksi dipegang oleh pimpinan perusahaan, sehingga pembagian hak dan wewenang antara pemegang saham dengan pelaksanaan perusahaan terlihat dengan jelas.
- c. Direktur Perusahaan adalah orang yang dipandang mampu mengendalikan perusahaan sehingga diharapkan mampu mendapatkan keuntungan yang maksimal.
- d. Mudah untuk mendapatkan modal yaitu dengan menjual saham perusahaan.
- e. Perseroan terbatas dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

Struktur organisasi akan menentukan kelancaran aktivitas perusahaan dalam pencapaian keuntungan yang maksimal dan perkembangan perusahaan yang baik. Dalam pengelolaan perusahaan direncanakan memakai sistem *Line and Staff*

Organization. Pemilihan sistem ini didasarkan atas beberapa azas yang akan dijadikan pedoman, antara lain:

1. Pembagian tugas dan wewenang yang jelas.
2. Sistem control atas kerja yang telah dilaksanakan.
3. Kesatuan perintah dan tanggung jawab.

Pada sistem ini garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis, dimana:

- a. Pimpinan yang terpusat pada satu tangan tidak akan menyebabkan timbulnya kesimpangsiuran dalam menjalankan tugas (adanya kesatuan komando).
- b. Kepala bagian merupakan orang yang ahli dibidangnya.
- c. Keputusan dapat dijalankan dengan cepat.

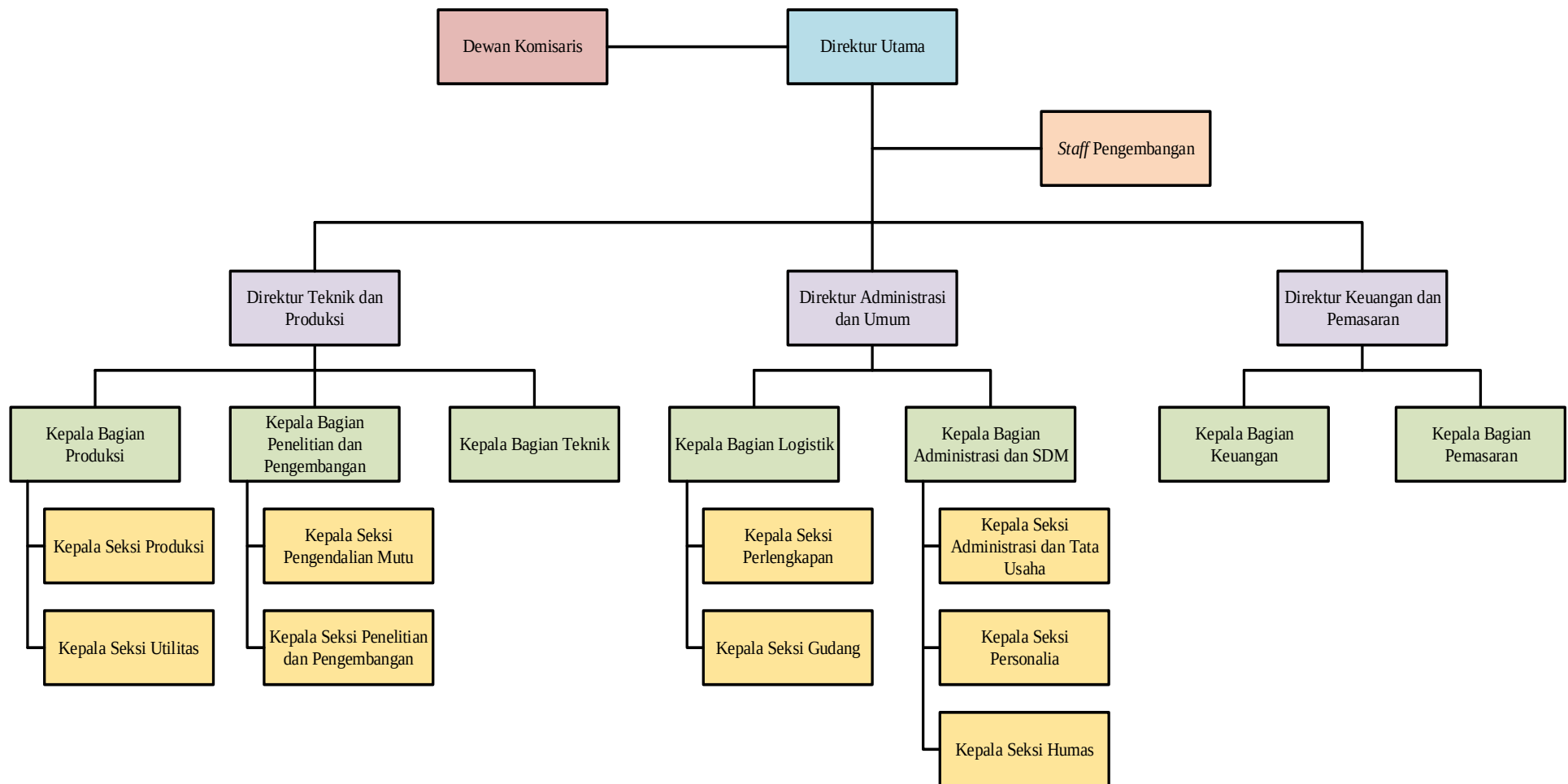
Ada dua kelompok penting yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi *line and staff*, yaitu:

- ❖ Sebagai garis atau *line*, yaitu orang – orang yang melaksanakan tugas pokok operasional produksi.
- ❖ Sebagai *staff*, yaitu orang – orang yang membantu tugas dari para Dewan Direksi dan Kepala Bagian.

Perusahaan dipimpin oleh seorang direktur utama yang dibantu oleh direksi. Dalam kegiatan operasionalnya, direksi dibantu oleh *staff* dan kepala departemen. Direktur utama bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang merupakan wakil dari pemegang saham mayoritas sebagai badan tertinggi yang berkewajiban menentukan kebijaksanaan umum dan mengawasi jalan perusahaan. Struktur organisasi pada Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂) dapat dilihat pada **Gambar 8.1**.

8.3 Tugas dan Wewenang

Pembagian tugas dan wewenang merupakan hal yang sangat penting dalam suatu kegiatan guna kelancaran operasi perusahaan. Adapun tugas dan wewenang tiap jabatan adalah sebagai berikut:



Gambar 8.1 Struktur Organisasi Perusahaan

1. Dewan Komisaris

Dewan komisaris selaku pimpinan tertinggi yang diangkat oleh rapat pemegang saham untuk masa jabatan tertentu mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- Menilai dan menyetujui rencana direktur, target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana dan penyerahan pemasaran.
- Mengawasi tugas – tugas direktur dan membantunya dalam hal yang penting.
- Sebagai wakil pemilik saham, dewan ini bertanggung jawab langsung kepada pemilik saham.

2. Direktur Utama

Direktur utama membawahi direktur keuangan, administrasi dan umum, serta direktur teknik dan produksi. Tugas dan wewenang direktur utama, yaitu:

- Menyusun target laba perusahaan, lokasi sumber – sumber dana, dan penyerahan pemasaran.
- Membuat keputusan serta membuat perjanjian kerjasama dan kontrak kerja dengan pihak luar organisasi.
- Menetapkan kebijakan umum dalam perencanaan dan pelaksanaan program perusahaan.

3. Direktur Umum

Direktur umum bertanggung jawab kepada direktur utama dan membawahi masing – masing kepala bagian. Direktur umum ini terdiri atas direktur teknik dan produksi, direktur administrasi dan umum, serta direktur keuangan dan pemasaran. Tugas dan wewenang direktur umum, yaitu :

- Melaksanakan tugas khusus yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap tugas-tugas yang diberikan kepada bawahan sesuai dengan bidang masing-masing.
- Bertanggung jawab terhadap pimpinan atas tugas yang diberikan kepadanya serta menerima laporan dari bawahan.

- Mengawasi pelaksanaan rencana yang diberikan oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terhadap persoalan yang timbul.

4. Kepala Bagian

Tugas dan wewenang kepala bagian adalah sebagai berikut:

- Bertanggung jawab kepada direktur atas tugas yang diberikan untuk mencapai target yang telah direncanakan.
- Mengawasi kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan yang menjadi tanggung jawabnya.
- Menciptakan kerja sama yang baik dan menjamin keselamatan para karyawan dan memberikan saran-saran serta membuat laporan secara berkala kepada atasan.

Kepala bagian terdiri atas:

1. Bagian Keuangan dan Pemasaran

Bagian ini terbagi atas dua bagian, yaitu:

1. Bagian anggaran dan akuntansi mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:
 - Mengelola anggaran pendapatan dan belanja perusahaan.
 - Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - Mengatur dan merencanakan pembelian barang investasi.
 - Mengatur dan mengawasi setiap pengeluaran dan pembelian bahan baku dan penjualan produk.
 - Membuat dan membukukan pemasukan dan pengeluaran perusahaan.
2. Bagian pemasaran mempunyai wewenang untuk melaksanakan pemasaran produksi. Bagian pemasaran mempunyai wewenang sebagai berikut:
 - Menentukan daerah – daerah pemasaran hasil produksi.
 - Meningkatkan hubungan kerjasama yang baik dengan perusahaan luar.

2. Bagian Logistik

Bagian logistik mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- Mengatur penerimaan pergudangan dan supplay bahan baku serta alat– alat yang merupakan kebutuhan produksi.
- Bertanggung jawab terhadap tersedianya bahan baku dan alat – alat yang cukup untuk kelangsungan proses produksi.

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi dua bagian, yaitu:

1. Perlengkapan

Tugasnya membeli barang yang dibutuhkan perusahaan dalam bidang proses produksi, kebutuhan pegawai dan lain – lain.

2. Gudang

Tugasnya menyimpan dan mendistribusikan barang – barang jadi, suku cadang, bahan – bahan kimia dan lain – lain.

3. Bagian Administrasi dan Personalia

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi empat, yaitu:

1. Bagian Personalia

Tugas dan wewenang bagian personalia adalah:

- Menerima dan memberhentikan tenaga kerja yang sesuai dengan kemampuan dan keahlian masing – masing.
- Memberikan penilaian terhadap prestasi karyawan.
- Memberikan latihan dan peningkatan bagi peningkatan mutu dan prestasi karyawan.

2. Bagian Administrasi dan Tata Usaha

Bagian ini bertugas membuat dan mengatur kelancaran administrasi dalam perusahaan.

3. Bagian Hubungan Masyarakat

Bagian ini mempunyai tanggung jawab dalam mengelola hubungan dengan masyarakat dan izin – izin yang menyangkut perusahaan.

4. Bagian Umum

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan dan fasilitas – fasilitas kesehatan.

- Bertanggung jawab terhadap keamanan dan keselamatan yang meliputi satuan pengamanan (satpam) dan pemadam kebakaran.

4. **Bagian Produksi**

Bagian produksi bertanggung jawab terhadap proses produksi yaitu mengoperasikan peralatan atau mengendalikan proses terutama penyediaan utilitas, pengemasan, pengepakan produk dan perencanaan produksi yang akan datang. Bagian produksi dibagi dua bagian, kedua bagian ini mempunyai tanggung jawab sendiri – sendiri diantaranya:

1. Bagian Produksi

Bagian ini mempunyai tugas dan wewenang:

- Melaksanakan dan mengawasi operasi selama proses berlangsung.
- Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi.

2. Bagian Utilitas

Bagian ini bertanggung jawab terhadap penyediaan air, listrik, dan lain – lainnya yang berkaitan dengan kelancaran fungsional utilitas.

5. **Bagian Teknik**

Bagian ini bertanggung jawab memelihara semua peralatan fisik pabrik. Dalam pengoperasiannya, bagian ini terbagi atas dua bagian, yaitu:

1. Bagian teknik pemeliharaan mesin dan peralatan (*maintenance*) mempunyai wewenang sebagai berikut:

- Mengawasi dan menyelenggarakan pemeliharaan peralatan.
- Melakukan perbaikan untuk kelancaran operasi.

2. Bagian Teknik Umum

Bagian ini bertanggung jawab atas pemeliharaan dan perbaikan fasilitas – fasilitas penunjang lainnya.

6. Bagian Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini dalam pengoperasiannya terbagi atas:

1. Bagian Pengendalian Mutu

Bagian pengendalian mutu mempunyai tugas sebagai berikut:

- Membuat program dan melaksanakan suatu penelitian guna meningkatkan mutu produksi dan efisiensi proses produksi.
- Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi.

2. Bagian Laboratorium

Bagian laboratorium mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- Melakukan analisa terhadap bahan baku yang terlibat dalam proses produksi.
- Melakukan analisa semua bahan yang terlibat untuk mengontrol proses produksi.

8.4 Jumlah Karyawan

Jumlah karyawan pada Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂) ini dapat dilihat pada **Tabel 8.1**

No.	Jabatan	Jumlah
1	Dewan Komisaris	5
2	Direktur	
	• S2 Teknik Industri	1
	• S2 Teknik Kimia	1
	• S2 Akuntansi	1
3	Kepala Bagian	
	• S2 Teknik Industri	3
	• S2 Teknik Kimia	1
	• S2 Teknik Mesin	1
	• S2 Manajemen	1
	• S2 Akuntansi	1
4	Staff Pengembangan	
	• S2 Teknik Industri	1
	• S2 Teknik Kimia	1
	• S2 Teknik Mesin	1
	• S2 Manajemen	1
	• S2 Akuntansi	1

5	Karyawan Produksi	
	• S1 Teknik Industri	1
	• S1 Teknik Kimia	1
	• D3 Teknik Kimia	2
6	Karyawan Akuntansi dan Anggaran	
	• S1 Akuntansi	1
7	Karyawan Pemasaran	
	• S1 Manajemen	1
8	Karyawan Administrasi dan SDM	
	• S1 Manajemen	1
	• S1 Psikologi	1
9	Karyawan Logistik	
	• S1 Manajemen	1
10	Karyawan Teknik	
	• S1 Teknik Mesin	1
	• S1 Teknik Elektro	1
	• D3 Teknik Mesin	5
	• D3 Teknik Elektro	5
11	Karyawan Keuangan	
	• S1 Akuntansi	1
12	Karyawan Penelitian dan Pengembangan	
	• S1 Teknik Kimia	1
	• S1 Kimia	1
	• S1 Manajemen	1
13	Sekretaris	
	• S1 Manajemen	3
14	Supir	
	• SMA Sederajat	8
15	<i>Office Boy</i>	
	• SMA Sederajat	4
16	<i>Environment dan Utility</i>	
	• S1 Teknik Kimia	1
	• D3 Teknik Kimia	1
Jumlah		62

Tabel 8.2 Karyawan *Shift*

No.	Jabatan	Jumlah
1	Karyawan Produksi dan Teknisi	
	• D3 Teknik Kimia	20
	• D3 Teknik Mesin	8
	• D3 Teknik Elektro	8
2	Karyawan Utilitas	
	• D3 Teknik Kimia	4
3	Karyawan Laboratorium	
	Laboratorium Produksi dan Pengendalian Mutu	
	• D3 Kimia Analis	4
	• SMK Analis	12
5	Satpam	
	• SMA Sederajat	8
6	<i>Supervisor</i>	
	• S1 Teknik Kimia	4
Jumlah		68

8.5 Sistem Kerja

Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Carbon dioksida dan Hidrogen ini beroperasi selama 300 hari setahun secara kontinu dengan waktu kerja 24 jam sehari. Untuk menjaga kelancaran produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, masa waktu kerja dibagi dengan *shift* dan *non-shift*.

a. Waktu Kerja Karyawan *Non-Shift*

Tabel 8.3 Waktu Kerja Karyawan *Non Shift*

Hari	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin s/d Kamis	08:00 - 16:30	12:00 - 13:00
Jumat	08:00 - 17:00	11:30 - 13:00

b. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Pembagian jam kerja terdiri dari 3 *shift* dan 4 *group*, dimana 3 *group* melakukan *shift* sedangkan satu *shift* libur. Setiap *group* dikepalai seorang *foreman shift*. Pengaturan jam kerja *shift* ini adalah sebagai berikut:

- Shift* Pagi : jam 07:00 – 15:00
- Shift* Sore : jam 15:00 – 22:00
- Shift* Malam : jam 22:00 – 07:00

8.6 Sistem Kepegawaian dan Sistem Gaji

Pra Rancangan Pabrik Metanol dari Gas Alam ini sistem gaji karyawan ditentukan berdasarkan tanggung jawab serta keahlian karyawan tersebut. Pembagian karyawan pabrik ini dibagi menjadi tiga golongan, yaitu :

1. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan suatu keputusan direktur dan mendapat gaji bulanan sesuai kedudukan, keahlian, dan masa kerja.

2. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan direktur tanpa surat keputusan direktur dan mendapat upah harian yang dibayar setengah bulan sekali sesuai dengan hari kerja.

3. Karyawan Tidak Tetap (Kontrak)

Karyawan tidak tetap adalah karyawan yang digunakan oleh pabrik saat diperlukan sesuai perjanjian yang disepakati dan diberhentikan sesuai masa kontrak kerja. Keselamatan seluruh karyawan selama jam kerja dijamin dengan asuransi tenaga kerja.

Jaminan sosial diberikan kepada karyawan, antara lain:

1. Tunjangan

- Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan.
- Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
- Tunjangan lembur yang diberikan pada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

2. Cuti

- Cuti tahunan diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja setahun.
- Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan surat keterangan dokter.
- Cuti mendadak diberikan kepada karyawan apabila terjadi hal – hal diluar dugaan.

3. Perlengkapan Kerja Karyawan Produksi

Perlengkapan kerja diberikan kepada karyawan berupa *safety shoes*, *safety earring*, helm, pakaian, masker, dan kacamata.

4. Pengobatan

- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang diakibatkan oleh kecelakaan kerja ditanggung perusahaan sesuai dengan undang – undang yang berlaku.
- Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

Sesuai dengan yang telah diatur pada pasal 15 ayat 2 Peraturan Menteri Tenaga Kerja dan transmigrasi Republik Indonesia No. PER.07/MEN/V/2010, premi Asuransi ditetapkan sebesar Rp. 400.000,- yang terdiri dari;

- a. Premi Asuransi TKI Pra Penempatan sebesar Rp. 50.000,-
- b. Premi Asuransi TKI Masa Penempatan sebesar Rp. 300.000,-
- c. Premi Asuransi TKI Purna Penempatan sebesar Rp. 50.000,-

PP No 84 Tahun 2013 menetapkan jaminan kesehatan bagi tenaga kerja. Pasal 9 ayat (2) berbunyi sebagai berikut:

1. Besarnya iuran program jaminan sosial tenaga kerja, adalah :
 - a. Jaminan Kecelakaan kerja yang perincian besarnya iuran berdasarkan kelompok jenis usaha sebagaimana tercantum dalam Lampiran 1, antara lain:

Kelompok I	: 0,24% dari upah sebulan;
Kelompok II	: 0,54°% dari upah sebulan;
Kelompok III	: 0,89% dari upah sebulan;
Kelompok IV	: 1,27% dari upah sebulan;
Kelompok V	: 1,74% dari upah sebulan;
 - b. Jaminan Hari Tua, sebesar 5,70% dari upah sebulan;
 - c. Jaminan Kematian, sebesar 0,30% dari upah sebulan;

BAB IX

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi diperlukan untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik. Faktor-faktor yang perlu ditinjau dalam analisa ekonomi adalah :

1. Investasi yang dibutuhkan untuk pendirian suatu pabrik sampai beroperasi yang dikenal dengan istilah *Total Capital Investment*.
2. Biaya produksi (*Total Production Cost*).
3. Harga jual produk yang dihasilkan.
4. Tinjauan kelayakan dari investasi yang disebut *Profitability Measure of Investment*.

Tinjauan kelayakan ini terdiri atas perhitungan laba kotor dan laba bersih, laju pengembalian modal (*Rate of Return*), waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*) serta titik impas (*Break Even Point*).

9.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Total Capital investment adalah sejumlah modal yang ditanamkan/diresikokan untuk mendirikan pabrik sampai pabrik siap beroperasi. Total Capital investment terbagi 2 yaitu :

- a. *Fixed Capital Investment (FCI)* biaya tetap adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian dan pemasangan peralatan pabrik serta alat penunjang lainnya sehingga pabrik dapat beroperasi.
- b. *Working Capital Investment (WCI)* Working Investasi biaya kerja adalah modal atau biaya yang dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sampai menghasilkan produk perdana. Biaya ini dimaksudkan untuk membiayai start up, gaji karyawan, pembelian bahan baku, pajak dan kebutuhan lainnya.

Berdasarkan perhitungan didapatkan *Total Capital Investment* (TCI) yang dapat dilihat pada **Tabel 9.1**

Tabel 9.1 Biaya Komponen TCI

No	Komponen TCI	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	<i>Fixed Capital Investment</i>	24.153.216	361.495.146.437
2.	<i>Work Capital Investment</i>	4.262.332	63.793.261.136
3.	<i>Total Capital Investment</i>	28.415.548	425.288.407.572

9.2 Biaya Produksi (*Total Production Cost*)

Biaya Produksi (*Total Production Cost*) adalah biaya yang diperkirakan untuk menjalankan pabrik. Biaya produksi terbagi 2 yaitu:

a. *Manufacturing Cost*

Manufacturing cost adalah biaya yang berhubungan dengan produksi yang terdiri dari *Direct Production Cost*, biaya tetap (*Fixed Charge*) dan *Plant Overhead Cost*. Berdasarkan perhitungan, didapatkan harga *manufacturing cost* seperti pada **Tabel 9.2**

Tabel 9.2 Biaya Komponen *Manufacturing Cost*

No	Komponen TCI	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	<i>Direct Production Cost</i>	130.134.044	1.947.683.697.990
2.	<i>Work Capital Investment</i>	4.262.332	63.793.261.136
3.	<i>Total Capital Investment</i>	28.415.548	425.288.407.572

b. *General Expenses (GE)*

General expenses adalah biaya yang diperlukan untuk keperluan administrasi, distribusi, penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya. Berdasarkan perhitungan , GE yang didapatkan adalah US\$ 15.504.132 atau IDR 232.046.461.243 sehingga diperoleh *Total Production Cost* US\$ 164.879.602 atau IDR 2.467.711.784.363

9.3 Harga Jual (*Total Sales*)

Produk yang dihasilkan pada pabrik ini adalah Metanol dengan tingkat kemurnian tinggi. Dengan harga pasaran methanol US\$ 0,89 per kg nya. Sehingga didapatkan total penjualan sebesar US\$ 213.600.000 tiap tahunnya. Sementara itu biaya produksi dalam setahun adalah sebesar US\$ 164.879.602 Keuntungan yang didapat adalah sebesar US\$ 42.630.348

9.4 Tinjauan Kelayakan Pabrik

Tinjauan kelayakan pabrik Metanol dengan kapasitas produksi 300.000 Ton/Tahun dapat dilihat sebagai berikut.

a. Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total biaya produksi. Laba kotor adalah laba sebelum dikeluarkan pajak sedangkan laba bersih adalah laba yang diperoleh setelah dikeluarkan pajak. Berdasarkan perhitungan dapat diketahui dari **Tabel 9.3**

Tabel 9.3 Laba Kotor dan Laba Bersih

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (IDR)
1.	Laba Kotor	48.720.398	699.490.933.102
2.	Laba Bersih	42.630.348	612.054.566.464

b. Laju Pengambilan Modal (*Rate of Return*)

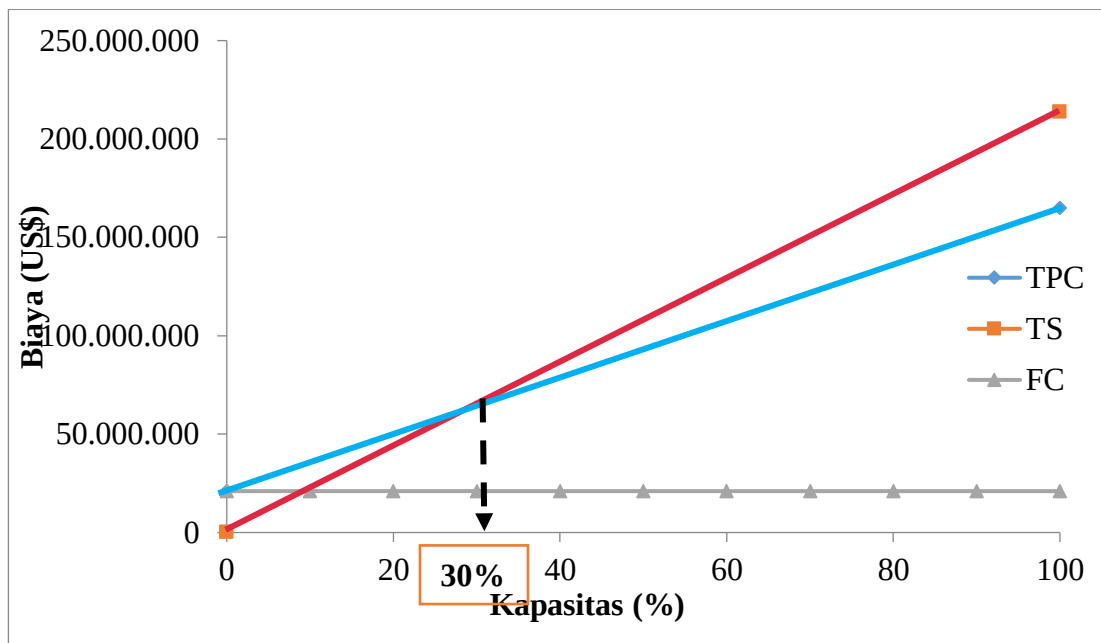
Laju Pengembalian Modal (*Rate of Return / ROR*) merupakan perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. Berdasarkan perhitungan, didapatkan nilai ROR sebesar 150,02 %. Hal ini menandakan bahwa pabrik Metanol dengan kapasitas produksi 300.000 Ton/tahun layak untuk didirikan

c. Waktu Pengambilan Modal (*Pay Out Time*)

Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time / POT*) merupakan lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjam. Berdasarkan perhitungan, POT yang didapatkan adalah 1 tahun 2 bulan 6 hari.

d. Titik Impas (*Break Event Point*)

Titik Impas (*Break Event Point / BEP*) atau yang lebih dikenal dengan sebutan titik impas merupakan suatu kondisi dimana hasil penjualan produk sama dengan biaya produksi. Berdasarkan perhitungan, didapatkan BEP sebesar 30,1%. Hal ini menunjukkan bahwa pada 30,1 % dari kapasitas produksi yang terjual di pasaran pabrik sudah bisa menutupi biaya produksi atau pabrik dinyatakan baru balik modal. Kurva BEP ini dapat dilihat pada **Gambar 9.1**



Gambar 9.1 Titik Impas (*Break Event Point*)

BAB X

TUGAS KHUSUS

10.1 Pendahuluan

Perancangan pabrik metanol harus mempertimbangkan ketersediaan lahan, bahan baku, dan kebutuhan metanol di Indonesia. Pemilihan proses dan peralatan yang digunakan serta pemasaran hasil produksi. Tahapan proses produksi metanol meliputi tahap Persiapan bahan baku, tahap sintesa metanol, dan tahan pemurnian metanol. Sebelum proses produksi berjalan, langkah awal yang terlebih dahulu dilakukan yaitu membuat rancangan peralatan proses yang digunakan.

Ada pun rancangan proses peralatan pembuatan metanol dari karbondioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) juga dibantu dengan katalis $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ untuk membantu reaksi atau mempercepat reaksi pembentukan methanol, maka dari itu alat proses di rancang sesuai dengan prosesnya dengan memperhitungkan laju alir massa terhadap rancangan.

Perancangan peralatan proses yang digunakan dalam produksi metanol terdiri atas rancangan alat penampungan, alat transportasi, perancangan alat perpindahan panas, reaktor, dan rancangan peralatan pemisah. Alat transportasi berupa pompa, alat perpindahan panas meliputi rancangan reaktor *multitube* yang merupakan tempat terjadinya reaksi kimia pembentukkan metanol, serta rancangan kolom distilasi sebagai alat pemisah, dan *condensor* sebagai pendingin. Rancangan lengkap peralatan proses dapat dilihat pada sub bab rancangan berikut ini.

1. Tangki Metanol (TT-3151)

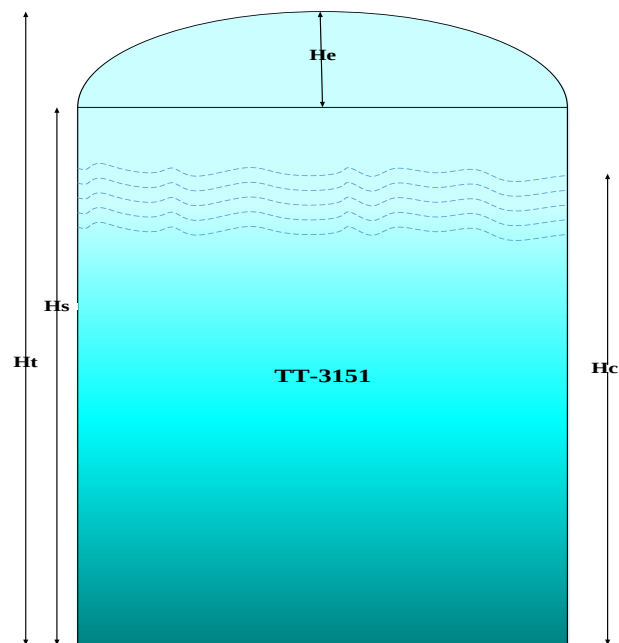
Fungsi : Tempat penyimpanan metanol 99%

Tipe : Silinder vertikal, alas datar dan tutup elipsiodal

Jumlah : 1 unit

Fasa : Cair

Gambar :



Data operasi

Jumlah umpan : 41902,51 kg/jam

Lama penyimpanan, t : 7 hari 168 jam

Densitas metanol, ρ : 658 kg/m³

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 35 °C

1. Kapasitas Tangki, Vt

$$V_c = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= \frac{41902,51^{kg} / jam \times 168 jam}{658 kg/m^3}$$

$$= 10692,22 m^3$$

Faktor Keamanan 20 %

Maka,

$$V_c = 0,8 V_t$$

$$V_t = \frac{V_c}{0,8}$$

$$= \frac{10692,22}{0,8}$$

$$= 13365,28 m^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Volume Tangki

- Volume silinder, V_s

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 H_t \dots \dots \dots H_t = 1,5D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_t^3$$

- Volume elipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_e^2 \times H_e \dots \dots \dots H_e = 0,25D_e$$

$$= \frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3$$

- Diameter Tangki, D_t

$$V_t = V_s + V_e$$

$$13365,28 = 1,1785 \times D_t^3 + 0,13D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{13365,28}{1,31}$$

$$D_t = \sqrt[3]{10222,01}$$

$$= 24,44 m$$

$$= 962,2 in$$

b. Tinggi Tangki

- Tinggi silinder, H_s

$$H_s = 1,5 D_t$$

$$= 36,66\text{m}$$

- Tinggi elipsoidal, H_e

$$H_e = 0,25D_t$$

$$= 6,11 \text{ m}$$

- Tinggi Total

$$H_t = \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi elipsoidal}$$

$$= 36,66\text{m} + 6,11\text{m}$$

$$= 42,77\text{m}$$

- Tinggi cairan dalam tangki, H_c

$$H_c = \frac{\text{Volume bahan}}{\text{Volume tangki}} \times H_t$$

$$= \frac{10692,22}{13365,28} \times 42,77$$

$$= 34,216 \text{ m}$$

c. Tekanan Desain

- Tekanan cairan di dalam tangki, P_c

$$P_c = \rho \times g \times H_c$$

$$= 65,387\text{kg/m}^3 \times 981\text{m/s}^2 \times 34,22\text{m}$$

$$= 220993,58 \text{ kg/m dt}^2$$

$$= 2,13 \text{ atm}$$

- Tekanan desain, P_d

$$P_d = P_{op} + P_c$$

$$= 3,13 \text{ atm}$$

$$= 45,998 \text{ psi}$$

d. Tebal Dinding Tangki, t_s

Data

Bahan = Carbon Steel SA-285

Tekanan desain, P_d = 45,998 psi

Jari-jari, R = 481,1 in

Allowable stress, S = 13700 psi (Tab. 4, Hal. 538, Peter)

Efisiensi pengelasan, E = 0,85 (Tab. 4, Hal. 538, Peter)

Corrosion factor, C = 0,02 in/tahun (Hal. 288, Coulson)

Lama tahun pemakaian = 10 tahun

Efisiensi Pengelasan (E) dan Allowable Stress (S)

Joint efficiencies	Recommended stress values		
	Metal	Temp., °F	S, psi
For double-welded butt joints if fully radiographed = 1.0 if spot examined = 0.85 if not radiographed = 0.70	Carbon steel	-20 to 650	13,700
	(SA-285, Gr. C)	750	12,000
		850	8,300
In general, for spot examined if electric resistance weld = 0.85 if lap welded = 0.80 if single-butt welded = 0.60	Low-alloy steel	-20 to 800	13,700
	for resistance to	950	11,000
	H ₂ and H ₂ S	1050	5,000
	(SA-387, Gr.12C1.1)	1200	1,000
	High-tensile steel	-20 to 750	20,000
	for heavy-wall	850	16,800
	vessels	950	10,000
	(SA-302, Gr.B)	1000	6,200
	High-alloy steel for		
	cladding and	-20	18,700
	corrosion resistance	650	11,200
	Stainless 304	800	10,500
	(SA-240)	1000	9,700
	Stainless 316	-20	18,700
	(SA-240)	650	11,500
		800	11,000
		1000	10,600
	Nonferrous metals		
	Copper	100	6,700
	(SB-11)	400	3,000
	Aluminum	100	2,300
	(SB-209, 1100-0)	400	1,000

See the latest ASME Boiler and Pressure Vessel Code for further details.

Sumber: Tab. 4, Hal. 538, Peter

Corrosion Factor (C)

as most of the published data on corrosion rates are in imperial units.

In SI units 1 ipy = 25 mm per year.

When judging corrosion rates expressed in mdd it must be remembered that the penetration rate depends on the density of the material. For ferrous metals 100 mdd = 0.02 ipy.

Sumber: Hal. 288, Coulson

- Tebal Dinding Tangki, t_d

$$t_d = \frac{PR}{SE-0,6P} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$= \frac{45,998 \text{ psi} \times 481,1 \text{ in}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 45,998 \text{ psi})} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,1 \text{ in}$$

- Tebal dinding Ellipsoidal, t_e

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE-0,2P} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$t_e = \frac{45,998 \text{ psi} \times 962,2 \text{ in}}{2 \times (13.700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 45,998 \text{ psi})} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,1 \text{ in}$$

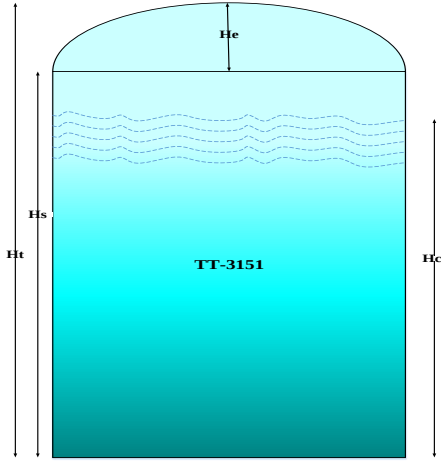
- Tebal Alas, t_f

$$t_f = D_t \sqrt{\frac{0,3P}{S}} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$= 962,2 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 45,998 \text{ psi}}{13.700 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 30,55 \text{ in}$$

Kesimpulan :

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Storage Tank Methanol</i>
Kode	TT-3151
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat menyimpan produk (metanol)
Sifat Bahan	Tidak korosif
Fasa Bahan	Cair
DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Material	<i>Carbon Steel SA-285</i>
Diameter Tangki, D_t	24,44 m
Tinggi Silinder, H_s	36,66 m
Tinggi <i>Ellipsoidal</i> , H_e	6,11 m
Tinggi Total, H_t	42,77 m
Tebal Alas, t_f	30,55 in
Tebal Silinder, t_s	2,1 in
Tebal <i>Ellipsoidal</i> , t_e	2,1 in

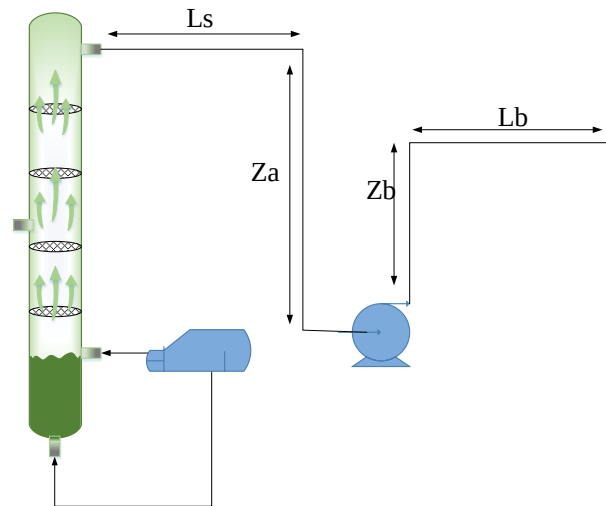
2. Pompa (P-1)

Fungsi = Memompa hasil distilat ke condensor

Tipe = *Centrifugal pump*

Bahan = *Commercial Steel Pipes*

Gambar =



Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernouli :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana :

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = \%$$

(Peters, Fig. 14.37)

Data Kondisi Operasi

Laju alir massa (m)	=	41909,14	kg/jam
	=	92392,9	lb/jam
	=	25,66471	lb/s
Densitas campuran (ρ)	=	1789	kg/m ³
	=	111,6873	lb/ft ³
Viskositas (μ)	=	1,489	Cp
	=	0,001001	lb/ft. S
Tinggi pompa terhadap cairan masuk (Z_a)	=	6	m
	=	19,68	ft
Tinggi pompa terhadap cairan keluar (Z_b)	=	11	m
	=	36,08	ft
Panjang pipa hisap (L_s)	=	8	m
	=	26,24	ft
Panjang pipa buang (L_b)	=	8	m
	=	26,24	ft
Faktor keamanan 10%	=	0,1	

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37

TABLE 6
Factors in equipment scale-up and design

Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

Peter's, tabel 6

1. Laju Alir Volumetrik, Q_v

$$Q_p = m/0,9$$

$$Q_p = 102658,7757 \text{ lb/jam}$$

$$Q_p = 28,51634941 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = Q_p/\rho$$

$$Q_v = 0,255323184 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_v = 114,5969601 \text{ gal/min}$$

2. Diameter Optimum, D_{opt}

Asumsi Aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_v^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,894894497 \text{ in}$$

making design estimates:

For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,0 q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} \quad (16)$$

(Peter. Pers 15, Hal 496)

Berdasarkan Appendix 5 Mc. Cabe, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

APPENDIX 5 DIMENSIONS, CAPACITIES, AND WEIGHTS OF STANDARD STEEL PIPE 1087

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross-sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

Sumber : Mc. Cabe. Appendix 5, Hal. 1087

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	3 in sch 40							
ID	3,548	in	0,29565484	ft	3,548	in	0,295655	ft
OD	4	in	0,33332	ft	4	in	0,33332	ft
a"	0,037665							

3. Kecepatan Aliran, V

$V_a = V_b$ (karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama)

$$\begin{aligned} V &= Q_v / a'' \\ &= 6,778791562 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{V^2}{2g_c} &= \frac{45,95}{64,34} \\ &= 0,714206016 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

4. Bilangan Reynolds, N_{re}

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= 223705,7 \end{aligned}$$

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc.Cabe Hal 249

(Mc Cabe, Pers 9.17)

5. Rugi Gesek

a. Pipa Hisap (*suction*)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*

• Rugi Gesek Akibat Kulit (h_{fsa})

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4} \quad r_H = 0,073914 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 223705,66 \text{ turbulen}$$

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

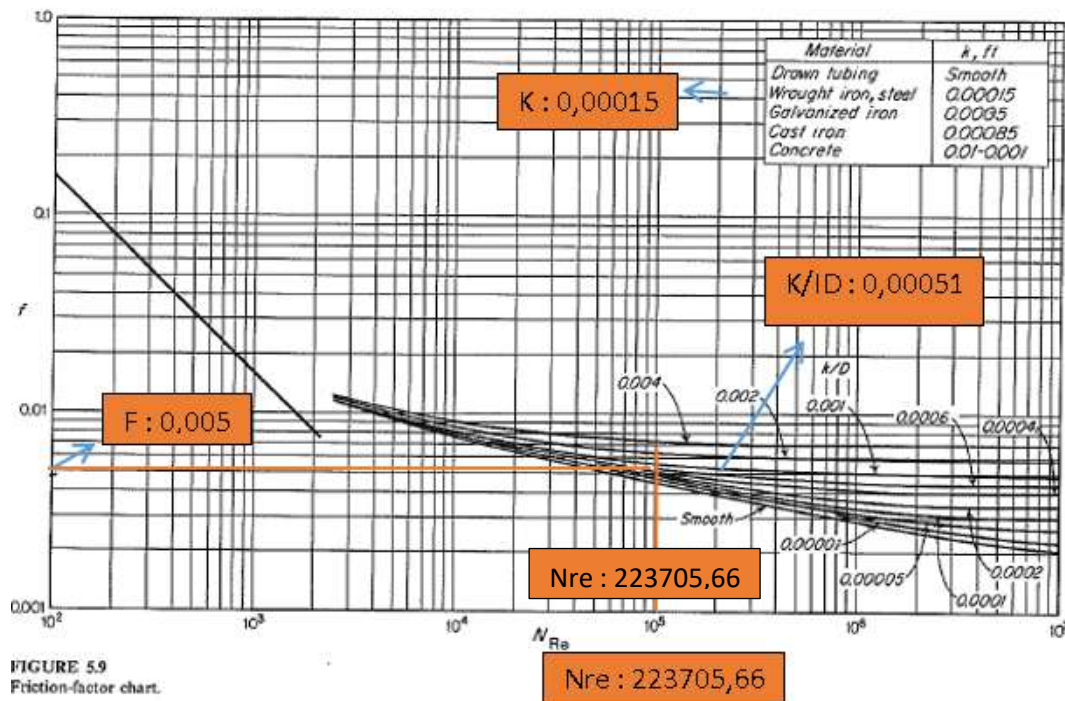
Mc.Cabe Hal 103

(Mc. Cabe. Hal 103)

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah commercial steel pipe,
dimana :

steel $k = 0,00015 \text{ ft}$ (Mc. Cabe. Fig. 5.9, Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = 0,00051$$



Sumber : Mc. Cabe. Fig. 5.9, hal. 99

$f = 0,005$ (Mc. Cabe. Fig. 5.9, Hal 99)

Masukkan ke rumus umum, sehingga :

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers. 5.56, Hal 104})$$

$$h_{fsa} = 1,26775 \text{ ft.lbf/lb}$$

104 FLUID MECHANICS

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{\bar{V}^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H \bar{V} \rho}{\mu} \quad \text{Mc} \quad (5.57)$$

• Rugi Gesek Akibat *Fitting* dan *Valve* (h_{ffa})

$$H_{ff} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers 5.67, Hal 107})$$

EFFECT OF FITTINGS AND VALVES. Fittings and valves disturb the normal flow lines and cause friction. In short lines with many fittings, the friction loss from the fittings may be greater than that from the straight pipe. The friction loss h_{ff} from fittings is found from an equation similar to Eqs. (5.59) and (5.65):

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{V}_a^2}{2g_c}$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting

$\bar{V}_a$ = average velocity in pipe leading to fitting

K_f (gate valve) : wide open = 0,2

Jumlah valve = 1

$h_{ffa} = 0,142841203 \text{ ft.lbf/lb}$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

(Mc. Cabe, Tabel 5.1)

• Rugi Gesek Akibat *Fitting* dan *Valve* (h_{ffb})

$$h_{ff} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers 5.67, Hal 107})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9$$

$$\text{Jumlah elbow} = 3$$

$$K_f (\text{globe valve}) = 10$$

$$\text{Jumlah valve} = 1$$

$$\text{Total } K_f = 11,8$$

Maka,

$$h_{ffb} = 11,8 \times 0,71 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 8,4276 \text{ ft.lbf/lb}$$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard
threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

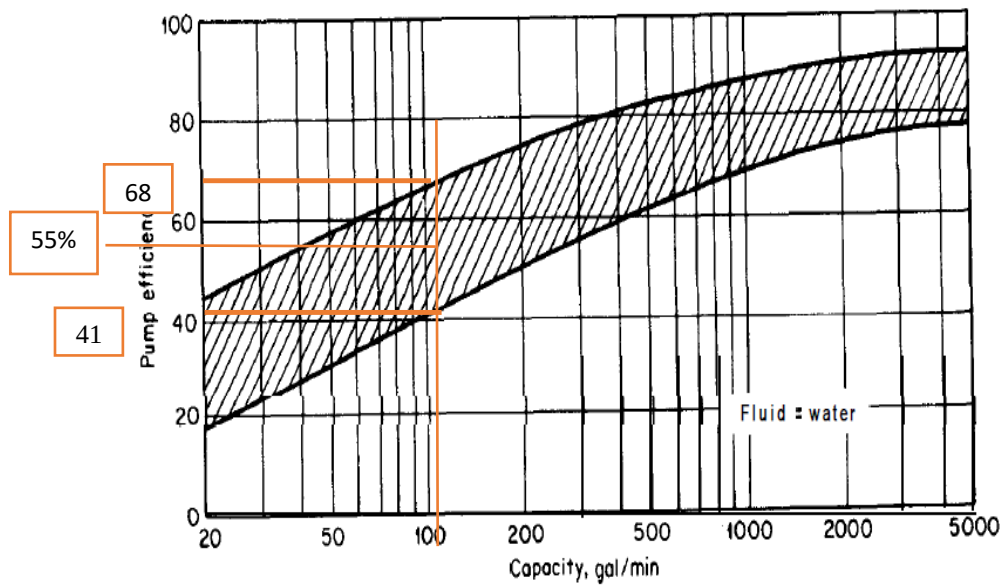
Maka jumlah rugi gesek pada pompa ini adalah :

$$h_f = h_{fsa} + h_{ffa} + h_{fsb} + h_{ffb}$$

$$h_f = 1,26775 + 0,142841 + 1,267746 + 9,0704$$

$$h_f = 11,7488 \text{ ft.lbf/lb}$$

6. Daya Pompa



$$pW_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$55\% W_p = 28,1488$$

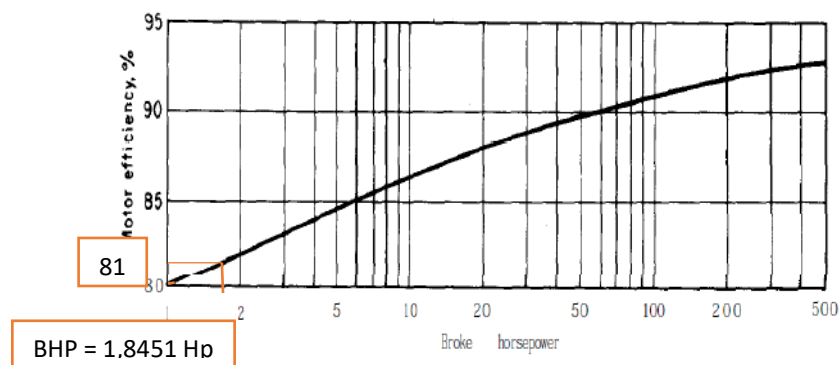
$$W_p = 51,180 \text{ ft.lbf/lb}$$

Maka, nilai dari Daya Pompa (BHP) adalah :

$$BHP = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$BHP = 2,3882 \text{ HP}$$

7. Daya Motor (MHP)



Sumber : Petter. Fig. 14.38, hal, 521

Dari grafik diatas, didapatkan nilai η sebesar

$$\eta = 0,81$$

Maka, nilai dari Daya Motor (MHP) adalah :

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

$$MHP = 2,9484 \text{ HP}$$

Kesimpulan:

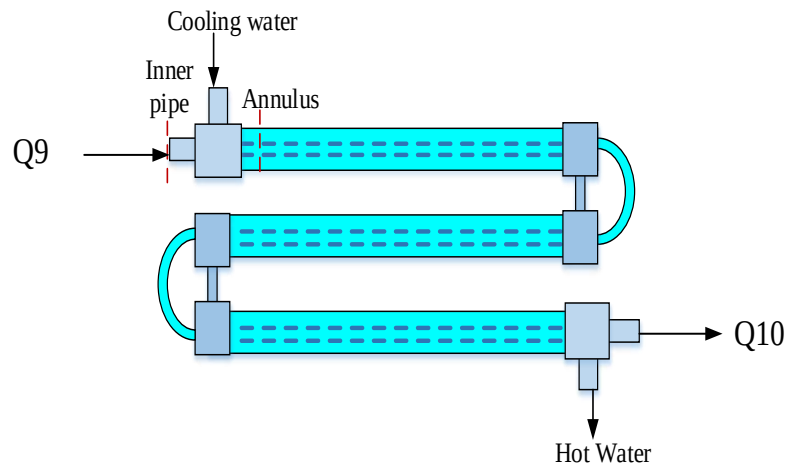
SPESIFIKASI	
Nama	Pompa
Kode	P-1
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memompa hasil distilat ke cooler
Sifat Bahan	Tidak Korosif
Fasa Bahan yang dialirkan	Gas
DESAIN	
Gambar	
Tipe	
Laju Alir	41909,14 kg/jam
Daya	2,3882 Hp

3. Condensor (C-3135)

Fungsi : Mengubah fasa distilat dari gas menjadi cair sebelum masuk ke flash drum (FD-3073)

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Gambar :



- Fluida panas (keluaran distilat)**

Laju Alir (w) : 41909,14 kg/jam 92409,66 lb/jam
 T masuk (T1) : 67 °C 152,6 °F
 T keluar (T2) : 35 °C 95 °F

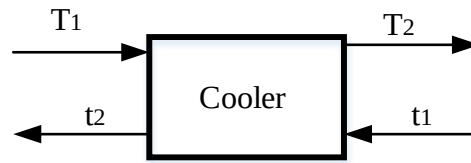
Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	41670,92	1302,22	0,994316	0,990	0,163454	6,621893
H ₂ O	18	238,23	13,23	0,005684	0,010	0,002646	4,91E-16
TOTAL		41909,14	1315,45	1	1	166,0996	6,621893

- Fluida dingin (cooling water)**

Laju alir (w) : 42129,55 kg/Jam 92895,67 lb/jam
 T masuk (t1) : 30 °C 86 °F
 T keluar (t2) : 55 °C 131 °F

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
water	18	42129,55475	2340,53082	1	1	1,91	0,89
Total		42129,55475	2340,53082				

Doble pipe Heat Exchanger beroperasi secara *counter current* sehingga *driving force* berupa ΔLMTD akan tinggi sehingga transfer panas dapat berjalan dengan baik dan tidak membutuhkan luas transfer panas yang besar.



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Beban pemanas, } Q &= 1976831,499 \quad \text{Kj/jam} && (\text{Lampiran B}) \\ &= 18374,47 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung ΔT LMTD

	Fluida Panas °F		Fluida Dingin °F	selisih	Tc	tc
T ₁	152,6	t ₂	131	21,6	123,8	108,4
T ₂	95	t ₁	86	9		
			217	30,6		

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_1 - T_2) - (t_1 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} \\ &= 14,39 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Sumber: Pers. 5.14, Hal. 89, DQ. Kern

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{57,6^\circ\text{F}}{45^\circ\text{F}} = 1,28$$

Pers. 5.14, Hal. 828, D.Q. Kern

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{45^\circ\text{F}}{57,6^\circ\text{F}} = 0,78$$

Pers. 5.14, Hal. 828, D.Q. Kern

Sehingga

$$\Delta t = \text{LMTD} \times F_t$$

$$= 14,39 \times 0,65$$

$$= 9,35$$

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$U_d = 75 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD}$$

D.Q. Kern, Pers. 7.42, Hal. 144

$$= \frac{18374,47 \text{ Btu/jam}}{75 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F} \times 9,35^\circ\text{F}}$$

$$= 26,18 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan luas perpindahan panas (A) < 200 ft², maka digunakan tipe *double pipe* (Hal 120, D.Q. Kern).

compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft² or less.

Spesifikasi Double Pipe

Pemilihan ukuran *double pipe* berdasarkan Tabel 6.2, Hal. 110, D.Q. Kern.

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Berdasarkan Tabel 6.2, diperoleh spesifikasi perancangan *Heat Exchanger* tipe *Double Pipe* sebagai berikut:

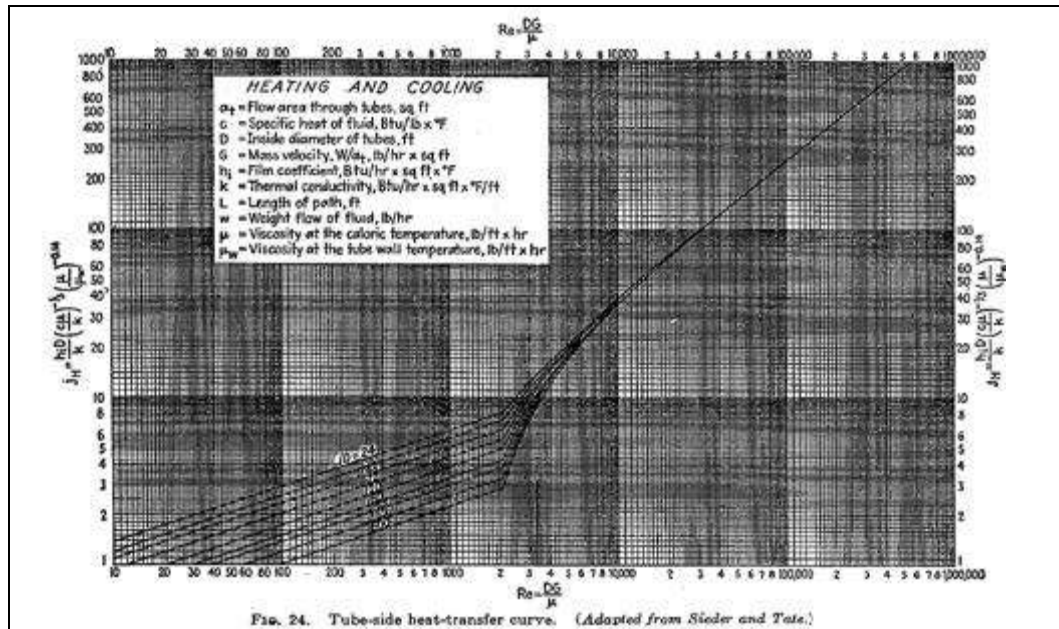
Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40* 80†	0.269 0.215	0.058 0.036	0.106	0.070 0.056	0.25 0.32
1/4	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.54
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
3/4	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1 1/4	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.26	0.435	0.362 0.336	2.28 2.90
1 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.938	3.35 2.96	0.622	0.542 0.508	3.66 5.02
2 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6

Dengan spesifikasi pipa sebagai berikut (Tabel 11, Hal 844. kern, 1950)

Outer Pipe		Inner Pipe	
IPS (in)	2	IPS (in)	1 1/4
Sch No.	40	Sch No.	40
ID (in)	2,067	ID (in)	1,380
OD (in)	2,380	OD (in)	1,660
a" (ft ² /ft)	0,622	a" (ft ² /ft)	0,435

Annulus (cooling water)	Inner Pipe (Distilat)
4. Flow area, α_a $D_2 = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$ $D_1 = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$ $\alpha_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$ (Hal. 111, D.Q. Kern) $= \frac{3,14(2,067^2 - 1,66^2)}{4}$ $= 0,0082 \text{ ft}^2$	4. Flow area, α_p $D = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$ $\alpha_p = \frac{\pi D^2}{4}$ (Hal. 111, D.Q. Kern) $= \frac{3,14 (0,115 \text{ ft})^2}{4}$ $= 0,01 \text{ ft}^2$
5. Laju alir massa, G_a $G_a = \frac{W}{\alpha_a}$	5. Laju alir massa, G_p $G_p = \frac{W}{\alpha_p}$

$= \frac{92895,66 \text{ lb/jam}}{0,0082 \text{ ft}^2}$ $= 11227555,11 \text{ lb/jam ft}^2$ $= 1871259,185 \text{ lb/min ft}^2$	$= \frac{92409,6618 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2}$ $= 8901271,41 \text{ lb/jam ft}^2$ $= 148354,524 \text{ lb/min ft}^2$
6. Bilangan Renold, N_{Rea} Pada $T_c = 123,8^\circ \text{F}$ $\mu = 0,01 C_p \times 2,42 \frac{\text{lb/ft.jam}}{C_p}$ $= 0,0242 \text{ lb/ft jam}$ $D_{\text{ea}} = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$ <i>Pers. 7.4., Hal. 138, D.Q. Kern</i> $D_e = \frac{(0,029 \text{ ft}^2 - 0,019 \text{ ft}^2)}{0,1383}$ $= 0,0762 \text{ ft}$ $N_{\text{Re}} = \frac{D_{\text{ea}} \times G_a}{\mu_a}$ <i>(Hal. 114, D.Q. Ker)</i> $= \frac{(0,0762 \text{ ft} \times 11227555,11 \text{ lb/jam ft}^2)}{0,0242 \text{ lb/ft jam}}$ $= 35358046,31$	6. Bilangan Renold, N_{Rep} $\mu_{\text{camp}} = 0,68 C_p = 1,667 \text{ lb/jam ft}$ $N_{\text{Rep}} = \frac{D \times G_p}{\mu}$ $= 614064,914$
7. $j_H = 1000$ <i>Fig. 24, Hal. 834, D.Q. Kern</i>	7. $j_H = 1000$ <i>Fig. 24, Hal. 834, D.Q. Kern</i>



8. konduktivitas termal

$$k_{\alpha} = 0,356 \text{ Btu/jamft}^2$$

(Tabel 4, Kern hal 801)

$$C_{\alpha} = 0,9 \text{ Btu/lb F}$$

(Fig 2, Hal 802 D. Q Kern)

$$\left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,021}{0,356}\right)^{1/3} = 0,02 \text{ ft}$$

8. Konduktifitas termal

$$K = 0,154 \text{ Btu/lb.F}$$

(Tabel 4, kern 801)

$$C = 0,72 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig 2, Hal 802 D. G Kern)

$$\left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,2}{0,154}\right)^{1/3} = 2,597 \text{ ft}$$

9. Outside Film Coefficien, H_{α}

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 10,05 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

9. Inside Film Coefficien, h_{ip}

$$\begin{aligned} h_i &= j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} \\ &= 1000 \times \frac{0,154 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}}{0,115} \times 2,597 \\ &= 3478,956 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F} \\ H_{i0} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ &= 2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

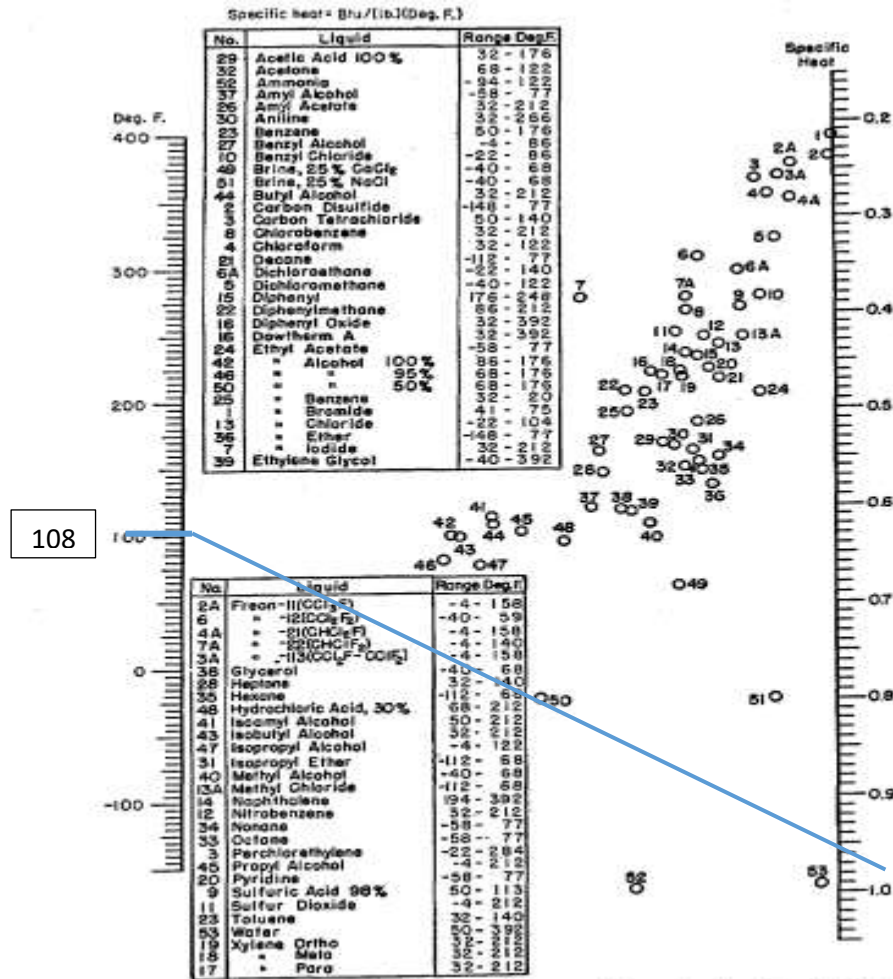
TABLE 4. THERMAL CONDUCTIVITIES OF LIQUIDS*

$$k = \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

A linear variation with temperature may be assumed. The extreme values given constitute also the temperature limits over which the data are recommended.

Liquid	$^\circ\text{F}$	k	Liquid	$^\circ\text{F}$	k
Acetic acid 100 %	68	0.099	Heptyl alcohol (n-)	86	0.094
50 %	68	0.20		167	0.091
Acetone	86	0.102	Hexyl alcohol (n-)	86	0.093
	167	0.095		167	0.090
Allyl alcohol	77-86	0.104	Kerosene	68	0.086
Ammonia	5-86	0.29		167	0.081
Ammonia, aqueous 26 %	68	0.261	Lauric acid	212	0.102
	140	0.29			
Amyl acetate	50	0.063	Mercury	82	4.83
Alcohol (n-)	86	0.094	Methyl alcohol 100 %	68	0.124
	212	0.089	80 %	68	0.134
	86	0.088	60 %	68	0.135
	167	0.087	40 %	68	0.234
Aniline	32-68	0.100	20 %	68	0.284
			100 %	122	0.114
Benzene	86	0.092	Chloride	5	0.111
	140	0.087		86	0.089
Bromobenzene	86	0.074	Nitrobenzene	86	0.095
	212	0.070		212	0.088
Butyl acetate (n-)	77-86	0.085	Nitromethane	86	0.125
Alcohol (n-)	86	0.097		140	0.120
(iso-)	50	0.091	Nonane (n-)	86	0.084
Calcium chloride brine 30 %	86	0.32		140	0.082
15 %	86	0.34	Octane (n-)	86	0.083
Carbon disulfide	86	0.093		140	0.081
	167	0.085	Oils		
Tetrachloride	32	0.107	Castor	68	0.104
	154	0.094		212	0.100
Chlorobenzene	50	0.083	Olive	68	0.097
Chloroform	86	0.080		212	0.095
Cymene (para)	86	0.078	Oleic acid	212	0.0926
	140	0.079			
Decane (n-)	86	0.085	Palmitic acid	212	0.0835
	140	0.083	Paraldehyde	86	0.084
Dichlorodifluoromethane	20	0.037		212	0.078
	50	0.033	Pentane (n-)	86	0.078
	100	0.048		167	0.074
	140	0.043	Perchloroethylene	122	0.092
Dichloroethane	180	0.038	Petroleum ether	86	0.075
Dichloromethane	122	0.082		167	0.073
	5	0.111	Propyl alcohol (n-)	86	0.099
	86	0.096		167	0.095
Ethyl acetate	68	0.101	Alcohol (iso-)	86	0.091
Alcohol 100 %	68	0.105		140	0.090
80 %	68	0.137	Sodium	212	49
60 %	68	0.176		410	86
40 %	68	0.234	Sodium chloride brine 25.0 %	86	0.33
20 %	68	0.281	12.5 %	86	0.34
100 %	122	0.087	Stearic acid	212	0.0786
Benzene	86	0.086	Sulfuric acid 90 %	86	0.21
	140	0.082	80 %	86	0.25
Bromide	68	0.070	30 %	86	0.30
Ether	86	0.080	Sulfur dioxide	5	0.128
	167	0.078		86	0.111
Iodide	104	0.064	Toluene	86	0.056
	167	0.063		167	0.054
Ethylene glycol	32	0.153	β -trichloroethane	122	0.077
Gasoline	86	0.078	Trichloroethylene	122	0.090
Glycerol 100 %	68	0.164	Turpentine	50	0.074
80 %	68	0.189			
60 %	68	0.220	Vaseline	50	0.106
40 %	68	0.259			
20 %	68	0.278	Water	32	0.330
100 %	212	0.164		86	0.350
				140	0.381
Heptane (n-)	86	0.081		179	0.398
	140	0.079	Xylene (ortho-)	68	0.090
Hexane (n-)	86	0.080	(meta-)	68	0.090
	140	0.078			

(Tabel 4, Kern hal 801)



(Fig 2, Hal 802 D. Q Kern)

10. Clean Overall Coefcient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Hal. 106, D.Q. Kern})$$

$$= \frac{2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 95,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 95,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 92,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

11. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{92,231 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} - 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{92,231 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,0091 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$$

12. Required Surface

- External Surface / linft

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

- Required Length

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{26,1885 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ = 60,02 \text{ ft}$$

Digunakan panjang pipa efektif *Double Pipe Heat Exchanger* yaitu 20 ft (Hal. 103, D.Q. Kern)

Double pipe exchangers are usually assembled in 12-, 15-, or 20-ft effective lengths, the effective length being the distance in *each* leg over which heat transfer occurs and excludes inner pipe protruding beyond the exchanger section. When hairpins are employed in excess of 20 ft in

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya hairpin yang digunakan} &= \frac{\text{panjang pipa yang dibutuhkan}}{2 \times \text{panjang pipa}} \\ &= \frac{60,2 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 3 \end{aligned}$$

Maka hairpin yang digunakan adalah 1 buah

13. Actual Design Overall Coefficient (U_d aktual)

Actual Surface, $A_s = \text{Required Length} \times a''$

$$= 60,02 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}$$

$$= 26,18 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{18374,47}{244,99} \\ = 75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \dots \dots \dots \text{memenuhi}$$

PRESSURE DROP

Annulus (Cooling water)	Inner Pipe (Distilat D-3181)
1. Actual Dirt Factor (R_d aktual)	1. $Re_p = 614064,91$
$D_{e'} = (D_2 - D_1)$	$F = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{D G_p}{\mu}\right)^{0,42}}$
$= 0,034 \text{ ft}$	$= 0,0044$
$Re_{e'a} = \frac{D_e G_a}{\mu}$	$S = 0,81$
$= \frac{381736,87}{0,0242}$	$\rho = 62,5 \times 0,81$

$= 15774250,98$ $F = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{D G_a}{\mu}\right)^{0,42}}$ (Pers 3.47b, kern) $= 0,00375$ $S = 1$ $\rho = 62,5 \times 1$ $= 62,5$	$= 50,62$
2. $\Delta f_a = \frac{4 f G_a 2L}{2g\rho^2 D e}$ $G = 32,247 \text{ lb/ft}^3$ $= \frac{4 \times 0,0037 \times 187125,91 \frac{\text{lb}}{\text{min ft}^2} \times 2 \times 39,133 \text{ ft}}{2 \times 32,247 \text{ lb/ft}^3 \times (62,5)^2 \times 0,034 \text{ ft}}$ $= 0,05 \text{ ft}$	2. ΔF_p $\Delta F_p = \frac{4 f G_p 2L}{2g\rho^2 D}$ $= \frac{4 \times 0,0044 \times 148354,52 \frac{\text{lb}}{\text{min ft}^2} \times 2 \times 39,133 \text{ ft}}{2 \times 32,247 \text{ lb/ft}^3 \times (50,62)^2 \times 1,38 \text{ ft}}$ $= 0,701 \text{ ft}$
3. V $V = \frac{Ga}{3600\rho}$ $= \frac{1871259,1 \text{ lb/min ft}^2}{3600 \times 62,5}$ $= 0,8316 \text{ ft/s}$	3. ΔP_p $\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \rho}{144}$ $= \frac{0,455 \times 50,62}{144}$ $= 0,24 \text{ Psi}$
4. ΔF_1 $\Delta F_1 = 2 \left(\frac{V a^2}{2g} \right)$ $= 2 \left(\frac{0,691}{2 \times 32,247 \text{ lb/ft}^3} \right)$ $= 0,02144 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1) \rho}{144}$ $= \frac{(0,0779 + 0,02144) \times 62,5}{144}$ $= 0,031 \text{ Psi}$	

Kesimpulan

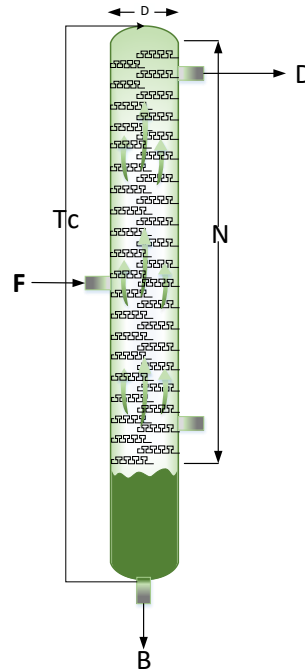
SPESIFIKASI	
Nama	Condensor
Kode	C-3135
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan hasil distilat sebelum masuk ke flash drum (FD-3073)
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Doble pipe Heat Exchanger</i>
Gambar	
Material	<i>Stainless steel (austenitic) AISI Tipe 316</i>
Panjang Pipa	20 ft
Hairpin	1 buah
Design Overall Coefficient, U_d	$75 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Clean Overall Coefficient, U_c	$92,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Surface, A	$17,02 \text{ ft}^2$
Dirt Factor, R_d	$0,0091 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$
Annulus	<i>Cooling Water</i>
Inner Pipe	<i>Distilat D-3181</i>

<i>Outer Pipe</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>IPS (in)</i>	2	<i>IPS (in)</i>	1,25
<i>Sch No.</i>	40	<i>Sch No.</i>	40
<i>ID (in)</i>	2,067	<i>ID (in)</i>	1,38
<i>OD (in)</i>	2,38	<i>OD (in)</i>	1,66
<i>a" (ft²/ft)</i>	0,622	<i>a" (ft²/ft)</i>	0,435
ΔP_a (psi)	0,07	ΔP_p (psi)	0,001

4. Kolom Destilasi(DC-3102)

Fungsi : Memisahkan CH_3OH (metanol) dengan H_2O (Air)

Gambar :



Data :

T_{in} : 80°C

Tekanan : 1 atm

$T_{ditilat}$: 67°C

T_{bottom} : 102°C

- Komposisi umpan (F) masuk menara distilasi :

$$T = 80^\circ\text{C} = 353^\circ\text{K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ_{mix} (kg/m ³)	μ_{mix}
CH_3OH	32	42091,84	1315,37	0,638583	0,498	0,078326	0,145183
H_2O	18	23822,58	1323,48	0,361417	0,502	0,127391	0
TOTAL		65914,41	2638,85	1	1,000	0,205717	0,145183

- Komposisi distilat (D) keluar menara distilasi :

$$T = 67^\circ\text{C} = 340^\circ\text{K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	41670,92	1302,22	0,994316	0,990	0,163454	6,621893
H ₂ O	18	238,23	13,23	0,005684	0,010	0,002646	4,91E-16
TOTAL		41909,14	1315,45	1	1	166,0996	6,621893

- Komposisi Bottom (B) keluar menara distilasi :

$$T = 102^\circ \text{ C} = 375^\circ \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	420,92	13,15	0,017534	0,009939	0,001641	0,066486
H ₂ O	18	23584,35	1310,24	0,982466	0,990061	0,260354	4,83E-14
Total		24005,27	1323,40	1	1	261,9951	0,066486

Diketahui laju alir :

Feed (F) : 65914,41 Kg/jam , 2638,85 Kmol/jam

Distilat (D) : 41909,14 Kg/jam, 1315,45 Kmol /jam

Bottom (B) : 24005,27 Kg/jam, 1323,40 Kmol/jam

Diketahui :

$$R_{\text{operasi}} = 1,6$$

$$\frac{L_n}{D} = R \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-4 Harker, Hal 152})$$

$$L_n = R \times D$$

$$= 1,6 \times 1315,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam}$$

$$V_n = L_n + D \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-5 Harker, Hal 152})$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam} + 1315,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 2938,16 \text{ Kmol/jam}$$

$$L_m = L_n + F$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam} + 2638,85 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 4792,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$V_m = L_m - B$$

$$= 4792,45 \text{ Kmol/jam} - 1323,40 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 3469,05 \text{ Kmol/jam}$$

The internal flow rates are calculated from a series of mass balances:
In the rectifying section,

$$L_n/D = R \quad (5-4)$$

$$V_n = L_n + D \quad (5-5)$$

(Pers. 5-4 sd 5-5 Harker, Hal 152)

In the stripping section, as the feed is a liquid at its boiling point,

$$L_m = L_n + F \quad (5-6)$$

and
$$V_m = L_m - W \quad (5-7)$$

The overall balance is given by

$$F = D + W \quad (5-8)$$

where L_n, L_m = liquid flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],

V_n, V_m = vapour flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],

F = feed rate (mol/hr) [kmol/s],

D = top product removal rate (mol/hr) [kmol/s],

W = bottom product removal rate (mol/hr) [kmol/s].

(Pers. 5-6 sd 5-8 Harker, Hal 153)

1. Menentukan Jumlah Stage

a. Relative Volatility / Efisiensi Tray

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Pers. 4.6 BackHusrt Halaman 119})$$

$$\alpha_{\text{Feed}} = 1,402738$$

$$\alpha_{\text{Distilat}} = 1,436501$$

$$\begin{aligned}
 \alpha_{\text{Bottom}} &= 1,370302 \\
 \alpha_{\text{avg DB}} &= (\alpha_D \times \alpha_B)^{0,5} \\
 \alpha_{\text{avg DB (LK)}} &= 1,4030111
 \end{aligned}$$

b. Menentukan Stage Minimum

Pers. 11-58, hal 524 . Coulson

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} \quad (11.58)$$

	Distilat	Bottom	Feed
X_{LK}	1,0	0,0099394	0,4985
X_{HK}	0,0	0,9900606	0,5015

$$\log \alpha_{\text{avg DB}} = 0,147$$

$$N_m = \frac{\log(98,39)(99,61)}{0,147}$$

$$N_m = 27,14$$

c. Menentukan Reflux Minimum (Underwood)

Persamaan 11.60-61, hal 525 . Coulson

$$\sum \frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Keterangan :

α_i = relative voatilitas

R_m = Refux minimum

$X_{i,d}$ = konsentrasi komponen distilat

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
CH ₃ OH	1,436501249	1,3703028	1,403402015
H ₂ O	1	1	1

komponen	α_{avg}	$X_{i, D}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i, D}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i, D} / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	1,403402015	0,989939	1,389282374	0,361378016
H ₂ O	1	0,010061	0,010061009	0,002923862

total				0,364301878
-------	--	--	--	-------------

$$R_m = 1,3$$

$R_{operasi}$ berkisar antara 1,2 - 1,5 R_m (Geankoplis Halaman 660)

$$R_{operasi} = 1,63$$

d. Penentuan Jumlah Stage ideal (gilliland)

Coulson Fig 11.11 halaman 524

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1,63}{2,63} = 0,62$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{1,36}{2,3} = 0,57$$

$$\frac{N_m}{N} = 0,55$$

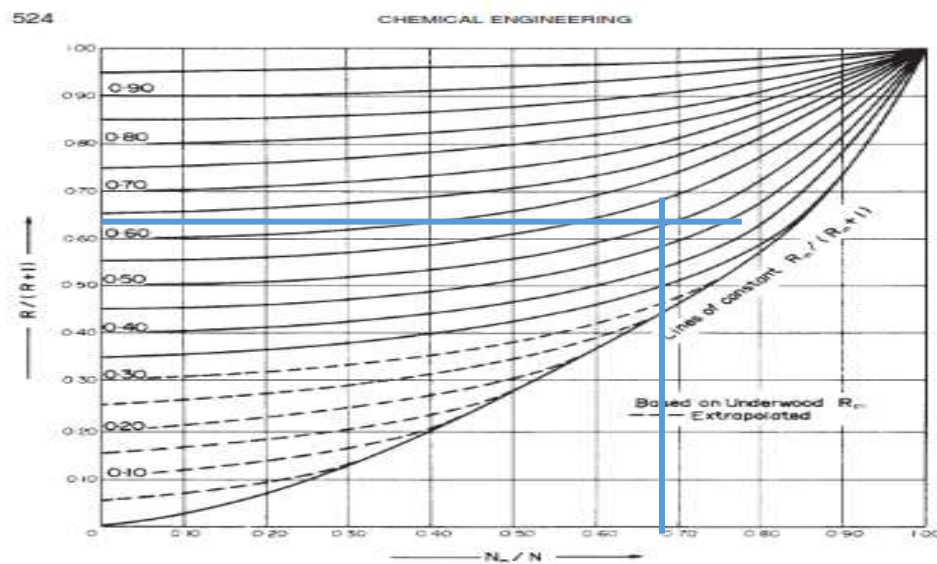


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

$$N = 39,91$$

e. Menentukan efisiensi plate

$$\alpha_{avg} = 1,40$$

$$\mu_{camp} = 0,14$$

$$\alpha_{avg} \times \mu_{camp} = 0,2$$

$$\begin{aligned}
 E_0 &= 85\% \\
 N_{\text{aktual}} &= 46,95 \\
 &= 47 \text{ stage}
 \end{aligned}$$

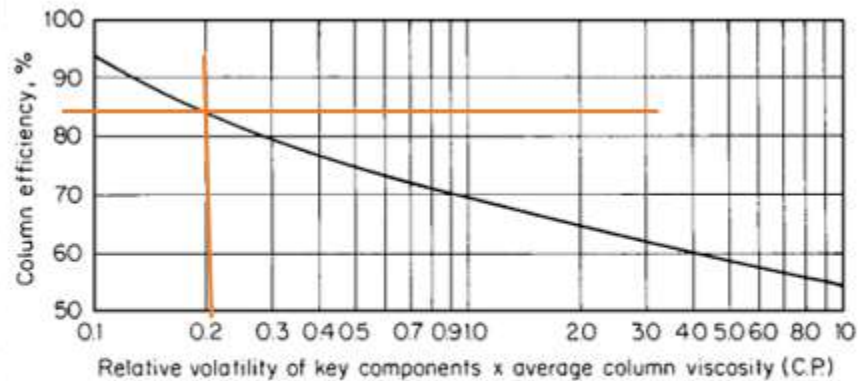


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Menentukan letak plate upan (*Kirbride*)

Coulson Persamaan 11.62 Halaman 526

Feed-point location

A limitation of the Erbar-Maddox, and similar empirical methods, is that they do not give the feed-point location. An estimate can be made by using the Fenske equation to calculate the number of stages in the rectifying and stripping sections separately, but this requires an estimate of the feed-point temperature. An alternative approach is to use the empirical equation given by Kirkbride (1944):

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right] \quad (11.62)$$

where N_r = number of stages above the feed, including any partial condenser,

N_s = number of stages below the feed, including the reboiler,

B = molar flow bottom product,

D = molar flow top product,

$x_{f,HK}$ = concentration of the heavy key in the feed,

$x_{f,LK}$ = concentration of the light key in the feed,

$x_{d,HK}$ = concentration of the heavy key in the top product,

$x_{b,LK}$ = concentration of the light key if in the bottom product.

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_f \cdot H_k}{x_f \cdot L_k} \right) \left(\frac{x_b \cdot L_k}{x_d \cdot H_k} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,0021$$

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 1,0049$$

$$N_r = 1,0049 N_s$$

$$N_r + 2N_s = N$$

$$1,0049 N_s + 2N_s = 47$$

$$N_s = 23,41$$

$$N_s = 23$$

f. Menentukan Dimensi Kolom

Diameter Puncak Kolom

Komponen	x_{iD}	BM (kg/kmol)	BM.Xd
CH ₃ OH	0,99	32	31,678048
H ₂ O	0,01	18	0,1810982
Total	1,00		31,859146

Densitas Uap Cair campuran Destilat

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 341,15 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	T _{ci}	P _{ci} (bar)	$\omega_i.y_i$	T _{ci.yi} (K)	P _{ci.yi}
Ch ₃ OH	0,989	0,566	512,58	80,96	0,5601	507,194	80,109
H ₂ O	0,007	0,345	657,13	220,55	0,0024	4,600	1,544
Total					0,562	511,795	81,653

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{341^\circ K}{511,79^\circ K}$$

$$= 0,66^\circ K$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{1}{81,65}$$

$$= 0,012 \text{ atm}$$

$$B_0 = 0,083 - (0,422/T_r^2)$$

$$= -0,724$$

$$B_1 = 0,139 - (0,172/P_r^2)$$

$$= -0,8$$

$$B = B_0 + \omega B_1$$

$$= -1,177$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \text{ atm/mol K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} = 1 + \frac{-1,177 \times 81,653}{82,06 \times 511,795} \times \frac{0,012}{0,66}$$

$$= 0,999$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = \frac{1 \times 31,85}{0,999 \times 82,06 \times 341}$$

$$= 0,00113 \text{ g/cm}^3$$

$$= 1,13808 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$\text{FLV} = \frac{L}{V} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \frac{68612,06 \text{ kg/jam}}{93607,57 \text{ kg/jam}} \times \sqrt{\frac{1,13808 \text{ kg/m}^3}{166,09 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,06$$

(iii) Flow parameter

$$F_{lv} = (L/V)(\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

(6-21)

(Process Plant Design, Harker, Pers. 6-21 dan 6-23, hal 175)

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$Q_L = L/\rho_L = \frac{68612,06 \text{ kg/jam}}{166,09 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 431,07 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,114 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_V = V/\rho_V = \frac{93607,57 \text{ kg/jam}}{1,13808 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 82249,91 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 22,84 \quad \text{m}^3/\text{s}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(a \log \left(\frac{1}{Flv} + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,2} \right)^{0,2} \right)$$

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \quad \text{m}$$

$$\alpha = 0,03405$$

$$\beta = 0,02412$$

$$\text{Tegangan Permukaan} = 18,517 \text{ dyne/cm}$$

$$0,185168555 \quad \text{dyne/m}$$

$$C_f = 0,102315247$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} = 1,314659746 \quad \text{m/s}$$

$$\% \text{kec. Flooding} = 80\%$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan flooding
(Coulson, 1983, hal.459)

untuk perancangan diambil $V_{\text{aktual}} = 80 \% V_f$.

$$V_{\text{aktual}} = 1,051727797 \text{ m/s}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$A_t = Q_v / V_{\text{aktual}} = 21,72349119 \text{ m}^2$$

$$\text{Weir length (W)} = 0,7 D$$

$$\text{Downspot} = 8,81\%$$

$$\text{Luas area (At)} = 23,82222962 \text{ m}^2$$

Pemilihan Tray

Digunakan *single tray double* dengan segmental *Downcomer*. *Single cross flow tray* digunakan untuk laju alir liquid 50 – 500 g.p.m (0.003 – 0,03 m/s) (Process Plant Design, Harker, hal 169).

The crossflow tray is most commonly used and is simple and economic in construction, and is used for liquid flow rates of approximately 50–500 g.p.m. [0.003–0.03 m³/s] and gives high plate efficiencies.

(Process Plant Design, Harker, hal 169)

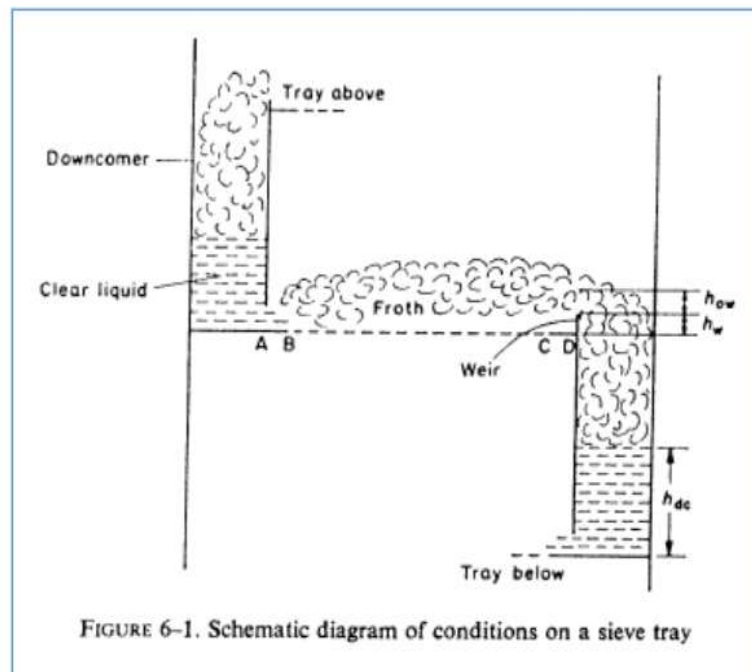
Untuk jenis tray ini mempunyai konfigurasi (Pers. 6-27, Harker, hal 175) :

- Area downcomer (A_d) = 0,12 A_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Weir length (L_w) = 0,77 D_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Net area (A_n) = 0,88 A_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Weir height (h_w) = 50 mm (Harker, hal 180)
- Hole diameter = 0,1875 in = 4,6725 mm (Harker, hal 180)
- Tray thickness = 0,074 in = 1,88 mm (Harker, hal 180)

(vii) *Tabulation of Tower Areas*

$$\begin{aligned}
 \text{Area of tower } A_t &= \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\
 \text{Downcomer area } A_d &= 0.12 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\
 \text{Net area } A_n &= 0.88 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\
 \text{Active area } A_a &= (A_t - 2A_d) & (6-27) \\
 &= 0.76 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\
 \text{Hole area } A_h &= 0.10 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

(Process Plant Design, Harker, Pers. 6-27 hal 175)



(Skema Kondisi dalam sieve tray, Process Plant Design, Harker, Fig. 6-1 hal 163)

Jenis tray yang digunakan adalah jenis sieve tray dengan pertimbangan:

- Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah.
- Kapasitas uap dan cairannya lebih besar.
- Pressure drop lebih rendah, efisiensi tinggi.
- Biaya perawatan murah, karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana.

(Santosa, 1995)

Menghitung diameter kolom

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}}$$

2,52435529 m
170,8661 in
14,23885 ft

Menentukan Jenis Aliran (Flow Pattern)

$$Q_{LB} = \frac{L_{WB}}{\rho_{LB}}$$

$$\begin{aligned} L_w &= -19821,93669 \quad \text{kg/jam} \\ &\quad -5,506093524 \quad \text{kg/detik} \\ \rho_{liquid} &= 261,9951417 \quad \text{kg/m}^3 \\ Q_{LB} &= -0,021016014 \quad \text{m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{T}\right)}{\rho_v \times (\rho_i - \rho_v)}$$

Keterangan :

V_w : laju massa gas per luas permukaan kolom, $\text{kg/m}^2 \text{ s}$
 F_p : packing factor = 56
 μ_l : viskositas cairan, N.s/m^2
 ρ_i : densitas cairan campuran
 ρ_v : densitas uap campuran

$$\begin{aligned} \mu_{\text{destilat}} &: 6,621893 \quad C_p \\ &\quad 0,006622 \quad \text{N.s/m}^2 \\ \rho_{\text{cairan campuran}} &: 166,0996 \end{aligned}$$

ρ uap campuran	:	1,138087
K_4	:	2
V_w	:	0,868253 Kg/m ² s
k_4 (pl-pv)	:	329,923
F_p	:	56
$13,1 f_p (u/u)^{0,1}$	:	266,3917
V_w	:	1,112874

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (A_c)

V	:	9,014368 kg/s
A_c	:	8,100081 m ²

Diameter kolom

D	:	3,212254 m
-----	---	------------

Menghitung Superficial Mass Flow Kolom Dasar Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{l}\right)}{\rho_v \times (\rho_i - \rho_v)}$$

Keterangan :

V_w	:	laju massa gas per luas permukaan kolom, kg/m ² s
F_p	:	packing factor = 56
μ_1	:	viskositas cairan, N.s/m ²
ρ_i	:	densitas cairan campuran
ρ_v	:	densitas uap campuran

μ residu	:	0,066486276 Cp
	:	6,64863E-05 N. s/m ²
ρ cairan campuran	:	261,9951417 Kg/m ³
ρ uap campuran	:	1,138087129 Kg/m ³
k_4	:	2
F_p	:	56
$k_4 \cdot (pl-pv)$	:	521,7141092
$13,1 \cdot f_p \cdot (u/u)^{0,1}$	:	160,6583121
V_w^*	:	1,802041096

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (A_c)

$$V : 9,014368485 \text{ kg/s}$$

$$A_c : 5,00231016 \text{ m}^2$$

Diameter kolom

$$D : 2,52435529 \text{ m}$$

Menghitung tebal shell dan head kolom**Menghitung tebal shell puncak kolom**

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$F : 12650 \text{ psi}$$

$$E : 0,85$$

$$C : 0,02 \text{ in}$$

$$R_i : 85,43305 \text{ in}$$

$$P_{\text{operasi}} : 1 \text{ atm}$$

$$14,69 \text{ psia}$$

$$\text{Faktor keamanan} : 110\%$$

$$P \text{ perancangan} : 16,159$$

Tebal silinder (t_s)

$$T_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + C$$

$$t_s : 0,1485058 \text{ in}$$

$$t_s \text{ standar} : 0,1875$$

Menghitung tebal head kolom**Menghitung tebal head puncak**

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$T_h = \frac{PD}{2SE - 0,2P}$$

$$T_h = 0,1367341$$

$$t_h \text{ standar} = 0,625$$

$$OD = ID + 2t_s = 171,2411 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 192 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 11,5 \text{ in}$$

$$R_c = 170 \text{ in}$$

Menghitung Tinggi Kolom Destilasi (DC-3102)

Menghitung tinggi head puncak

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf

$$sf = 2 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 85,43305 \text{ in}$$

$$AB = a - icr = 73,93305 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr = 158,5 \text{ in}$$

$$b = r \sqrt{BC^2 - AB^2} = 29,799593 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf = 32,424593 \text{ in}$$

$$= 0,823584 \text{ m}$$

Menghitung tebal shell dasar kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel

$$F : 12650$$

$$E : 0,85$$

$$C : 0,002$$

$$R_i : 1,26217765$$

$$P \text{ operasi} : 1 \text{ atm}$$

$$14,69 \text{ Psia}$$

$$\text{Faktor keamanan} : 110\%$$

$$P \text{ perancangan} : 16,159 \text{ Psia}$$

tebal shell (ts)

$$T_s = \frac{P \times r \times i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

$$ts : 0,1485058$$

$$ts \text{ standar} : 0,1875$$

Menghitung tebal head dasar

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

$$OD = ID + 2ts = 171,2411$$

$$OD_{\text{standar}} = 192$$

$$I_{cr} = 11,5$$

$$R_c = 170$$

Menghitung tinggi head dasar kolom

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

$$sf = 2 \quad \text{in}$$

$$a = ID/2 = 1,26217765 \quad \text{in}$$

$$AB = a - icr = -10,2378224 \quad \text{in}$$

$$BC = rc - icr = 158,5 \quad \text{in}$$

$$b = r \sqrt{BC^2 - AB^2} = 29,799593 \quad \text{in}$$

$$OA = th + b + sf = 32,424593 \quad \text{in}$$

$$= 0,823584 \quad \text{m}$$

Menghitung tinggi kolom destilasi

$$H = OA_{\text{puncak}} + OA_{\text{dasar}} + (N_{\text{tray}} \times \text{tray spacing})$$

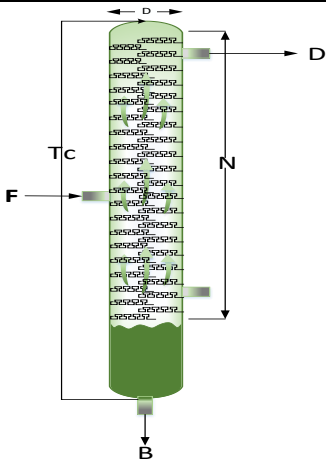
$$= 79,549186 \quad \text{in}$$

$$= 1,944116 \quad \text{m}$$

$$= 16,347168 \quad \text{m}$$

$$= 17 \quad \text{m}$$

Kesimpulan :

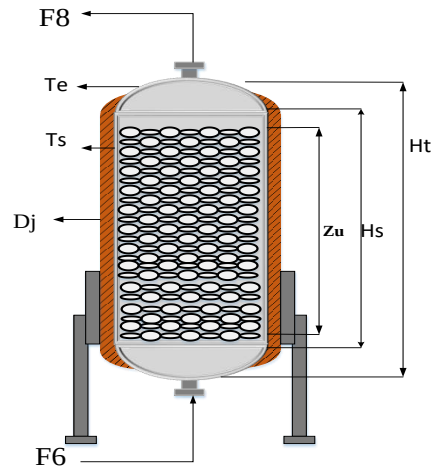
SPESIFIKASI	
Nama	Kolom Destilasi
Kode	DC-3102
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Tray column
Bahan konstuksi	Carbon Stell Grade D
Temperatur	67°C
Diameter	2,5 m
Tinggi kolom distilasi	16 m
Tray space	0,3m
Jumlah tray	47 stage
Tinggi elipsoidal head	0,82m
Tebal tangki	0,13in

5. Methanol Reactor (R- 2041)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (metanol)

Tipe : *Fix Bed Reactor*

Gambar :



Data :

- Laju alir umpan, m : 71003,58 Kg/jam
- Laju alir molar, C_{AO} : 5836,14 Kmol/jam
- Densitas umpan, ρ : 66 kg/m³
- Temperatur, T : 284°C
- Tekanan, P : 76,8 atm
- Waktu tinggal, τ : 16 menit

1. Volume reaktor

Diasumsikan aliran dalam reaktor adalah aliran *plug flow*, maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{V_R}{F_{AO}} = \frac{\tau}{C_{AO}}$$

Keterangan :

V_R = Volume reaktor (m³/jam)

F_{AO} = Laju alir molar umpan (Kg/jam)

C_{AO} = Konsentrasi umpan (mol/m³)

Maka,

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

- Laju alir volumetrik, $V_r = \frac{mb}{\rho}$

$$V_r = \frac{71003,58 \text{ kg/jam}}{66 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_r = 1071,86 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Konsentrasi umpan, C_{AO}

$$C_{AO} = \frac{F_{AO}}{V_r}$$

$$= 5,444 \text{ mol/m}^3$$

$$V_R = \frac{5836,14 \text{ Kmolel/jam} \times 0,266 \text{ jam}}{5,44 \text{ Kmolel/m}^3}$$

$$= 285,11 \text{ m}^3$$

2. Perancangan Reaktor

Faktor keamanan reaktor adalah 20%, maka:

$$V_r = \frac{285,11 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_r = \text{m}^3 = 60255 \text{ galon}$$

- Dimensi reaktor

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s \dots \dots \dots (H_s = 1,5D_r)$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1,5D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3$$

- Volume Elipsoidal (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_e^2 \times H_e \dots \dots \dots (H_e = 0,25D_e)$$

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3$$

- Diameter reaktor (D_r)

$$V_R = V_s + 2V_e$$

$$V_R = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3\right) + \left(\frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3\right)$$

$$V_R = (1,308325D_r^3)$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{V_r}{1,4404}}$$

$$D_r = 6,482 \text{ m} = 219,685 \text{ in}$$

- Tinggi Silinder (H_s)

$$\text{Tinggi selinder, } H_s = 1,5D_r = 9,723 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal, } H_e = 1/4D_r = 1,62 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total } H_s + H_e = 11,34 \text{ m}$$

Reaktor direncanakan diletakkan diatas kaki penyangga yang terbuat dari beton dengan tinggi 3 meter sehingga,

$$\text{Tinggi total} = H_t = 9,723 \text{ m} + 3 \text{ m} = 14,34 \text{ m}$$

- Tebal dinding tangki, t_d

$$t_d = \frac{PR}{SE-0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 77,37 atm
- Jari-jari, R : 109,8425 in
- Allowable stress, S : 13700 Psi
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (petter, tabel4, hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/tahun (perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$t_d = \frac{1137,02 \text{ Psi} \times 109,8425 \text{ in}}{14918,25 \text{ Psi} - 46,422 \text{ Psi}} \times 0,002 \text{ in} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,167 \text{ in}$$

$$= 0,42 \text{ cm}$$

- Tebal dinding ellipsoidal, t_e

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE-0,2P} + C$$

$$= \frac{16997,02 \text{ in}}{29735,096 \text{ Psi}} + 0,002 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,574 \text{ in}$$

TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure^a

Item	Thickness t(in.)	Pressure P(psi)	Stress S(psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0.6P}$	$\frac{SEt}{R + 0.6t}$	$\frac{P(R + 0.6t)}{t}$	$t \leq 0.25D, P \leq 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$0.3P/S$	$t^2 S / 0.3D^2$	$0.3D^2 P / t^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$	$\frac{P(0.885L + 0.1t)}{t}$	$r/L = 0.06, L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0.2t}$	$\frac{P(LM + 0.2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{D + 0.2t}$	$\frac{P(D + 0.2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0.2t}$	$\frac{P(DK + 0.2t)}{2t}$	$K = [2 + (D/2h)^2]/6, 2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0.2t}$	$\frac{P(R + 0.2t)}{2t}$	$t \leq 0.178D, P \leq 0.685SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0.6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1.2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

^aNomenclature: D = diameter (in.), E = joint efficiency (0.5–1.0), L = crown radius (in.), P = pressure (psig), h = inside depth of ellipsoidal head (in.), r = knuckle radius (in.), R = radius (in.), S = allowable stress (psi), t = shell or head thickness (in.).
Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

(Walas Tabel 18.3, hal 649)

3. Kebutuhan Katalis

- Densitas katalis, $\rho = 700 \text{ g/m}^3$
- Volume reaktor, $V_r = 356,39 \text{ m}^3$
- Jumlah katalis (m) yang diperlukan adalah

$$M_c = \frac{\rho}{V_r} = \frac{700}{356,39} = 1964,1 \text{ Kg}$$

4. Menghitung tinggi tumpukan katalis, Z

Diameter Reaktor = 6,482 m

perhitungan tinggi katalis adalah :

$$V_u = \frac{m_c}{\rho_{katalis}}$$

$$Z = \frac{4 \cdot m_c}{\pi D^2 \rho_{katalis}}$$

Keterangan :

Z = tinggi tumpukan katalis (m)

V_u = volume katalis (m^3)

M = massa katalis (kg)

$\rho_{katalis}$ = densitas katalis (kg/m^3)

Dr = diameter reaktor (m)

$$Z = \frac{4 \times 1964,1 \text{ kg}}{3,14 \times 6,482^2 \times 700} = 302,98 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan katalis keseluruhan = 302,98 m

Tinggi Reaktor = 9,144m

Tinggi tumpukan katalis per tub adalah Z= 80% dari tinggi tube

Maka, z = 80% x 9,144m = 7,3152 m

Desain jaket isolator

- Tinggi jaket, H_j

Asumsi jarak jaket 5 in (*Coulson, Hal 775*)

$$H_j = H_c$$

$$= 9,075 \text{ m}$$

- Diameter luar jaket, D_j

$$D_j = D_r + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 219,685 \text{ in} + (2 \times 5 \text{ in})$$

$$= 229,685 \text{ in}$$

- Tebal dinding jaket

$$T_d = D_r - D_j$$

$$= 229,685 \text{ in} - 219,685 \text{ in}$$

$$= 10 \text{ in} , 0,254 \text{ m}$$

Kesimpulan:

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Fix Bed Reactor</i>
Kode	R-2041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogennasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (metanol)
Gambar	
Suhu	284°C
Tekanan	76,9 atm
Diameter Reaktr (Dr)	6,482 m
Tinggi Reaktor (Ht)	11,34 m
Tinggi head (He)	1,62 m
Tinggi Shell (Hs)	9,723 m
Tebal dinding reaktor (Ts)	0,167 in
Tebal tutup reaktor (Te)	0,574 in
Diameter jaket	29,685 in
Tinggi Tumpukan Katalis	7,3152 m
Volume reaktor	356,39 m ³
Bahan Konstruksi	Stainless

BAB XI

KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan menggunakan metode *Increase The Efficiency of Production and Purification Installation of Methanol* dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Prarancangan prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan luar negeri.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka Prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun layak didirikan di Kabupaten Subang, Jawa Barat
3. Prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 130 orang yang terdiri dari 68 karyawan *shift* dan 62 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Prarancangan pabrik *Calcium Oxide* (CaO) dengan pemanfaatan CO_2 Untuk produksi *Precipitated Calcium Carbonate* (PCC) dengan kapasitas produksi 50.000 ton/tahun ini layak didirikan dengan :
 - Rate of Return = 150,02 %
 - Pay Out Time = 1 tahun 2 bulan 14 hari
 - Break Event Point = 30,1 %

BAB XI

KESIMPULAN DAN SARAN

11.1 Kesimpulan

Berdasarkan uraian dan hasil perhitungan dari bab–bab sebelumnya pada prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan menggunakan metode *Increase The Efficiency of Production and Purification Installation of Methanol* dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Prarancangan prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun direncanakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan luar negeri.
2. Dari analisa teknis dan ekonomi yang dilakukan, maka Prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun layak didirikan di Kabupaten Subang, Jawa Barat
3. Prarancangan Pabrik Metanol dari Karbon Dioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) merupakan perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas (PT) dengan struktur organisasi *line and staff* dengan jumlah tenaga kerja 130 orang yang terdiri dari 68 karyawan *shift* dan 62 orang karyawan *non shift*.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi, maka Prarancangan pabrik metanol (CH_3OH) dengan bahan baku CO_2 dan H_2 produksi 300.000 ton/tahun ini layak didirikan dengan :
 - Rate of Return = 150,02 %
 - Pay Out Time = 1 tahun 2 bulan 14 hari
 - Break Event Point = 30,1 %

11.2 Saran

Berdasarkan pertimbangan dari analisa ekonomi yang telah di lakukan pabrik metanol dari CO_2 dan H_2 ini layak di lanjutkan ke tahap rancangan. Untuk itu disarankan kepada pengurus dan pemilik modal untuk dapat mempertimbangkan dan mengkaji ulang tentang pendirian pabrik ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Kern, D.Q . 1983. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co.
- Kunii, Daizo, Octave Levenspiel. 1991. *Fluidization Engineering*. Butterworth – Heinemann.
- Leonzio, G., Zondervan, E., & Foscolo, P. U. 2019. Methanol production by CO₂ Hydrogenation: Analysis and Simulation of Reactor Performance. *International Journal of Hydrogen Energy*, 44(16), 7915–7933. <https://doi.org/10.1016/j.ijhydene.2019.02.056>.
- Mc. Cabe, dkk.1993. *Unit Operations of Chemical Engineering fifth Edition*. McGraw-Hill Book Co.
- Methanol Institute. 2020. Methanol – Technical - Data -Sheet. <http://www.Methanol.Org/Wp-Content/Uploads/2016/06/Methanol-Technical-Data-Sheet.Pdf>.52.100871.
- Mogahid, O., Abdelghafour, Z., Schalk, C., Shahriar, A. 2021. Pressurized Chemical Looping Methane Reforming to Syngas for Efficient Methanol Production: Experimental and Process Simulation Study. doi:<https://doi.org/10.1016/j.adapen.2021.100069>
- Dwi Winarto, 2012. Energi Aktivasi Persamaan Arrhenius. <https://www.ilmukimia.org/2014/07/energi-aktivasi.html> (Diakses pada 1 November 2021). Geoffrey, Hall, 2015. Steps in a heterogen catalytic reaction. <https://slideplayer.com/slide/8936930/> (Diakses pada 1 November 2021)
- Badan Pusat Statistik.2021. Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia. (Diakses dari <https://www.bps.go.id/>)

Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineer's*. McGraw-Hill Book Co.

Peters, Max S dan Timmerhaus, Klaus D. 1991. *Plant Design And Economics For Chemical Engineering*. McGraw-Hill Book Co.

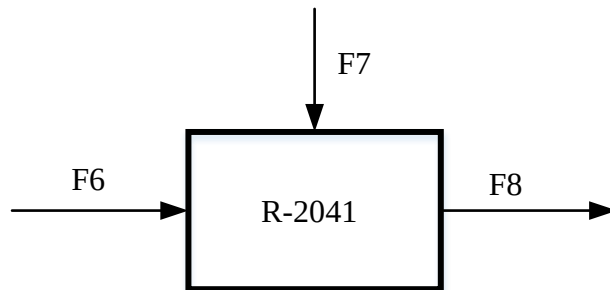
LAMPIRAN A. NERACA MASSA

1. Plug Flow Reaktor (R-2031)

Fungsi : Tempat mereaksikan CO₂ dan H₂ menjadi produk metanol

Kondisi Operasi

- Temperatur : 284 °C
- Tekanan : 76,8 atm



➤ Input

❖ Aliran

- F2 = 1000 Kg/jam
- CO₂ = 95% x 1000
= 950 Kg/jam
- H₂ = 1% x 1000
= 10 Kg/jam
- Ar = 1% x 1000
= 10 Kg/jam
- Hidrokarbon = 1% x 1000
= 10 Kg/jam
- CH₄ = 1% x 1000
= 10 Kg/jam
- N₂ = 1% x 1000
= 10 Kg/jam

❖ Aliran

- F3 = 130,86 Kg/jam
- H₂ = 99% x 130,86

$$\begin{aligned}
 &= 129,55 \text{ Kg/jam} \\
 - \text{ N}_2 &= 1\% \times 130,86 \\
 &= 1,31 \text{ Kg/jam}
 \end{aligned}$$

Berikut reaksi yang berlangsung dalam Metanol Reaktor

Konversi 99 %

	$\text{CO}_2 (g)$	+	$\text{H}_2 (g)$	$\longrightarrow$	$\text{CH}_3\text{OH} (l)$	+	$\text{H}_2\text{O} (l)$
M	21,59		69,78		-		-
R	21,38		64,13		21,38		21,38
S	0,22		5,65		21,38		21,38

➤ Output

Aliran : Sesuai reaksi stoikiometri yang telah dilampirkan

Tabel LA-1 Neraca Massa Metanol Reaktor (RD- 2041)

Faktor pengali : 62,78724

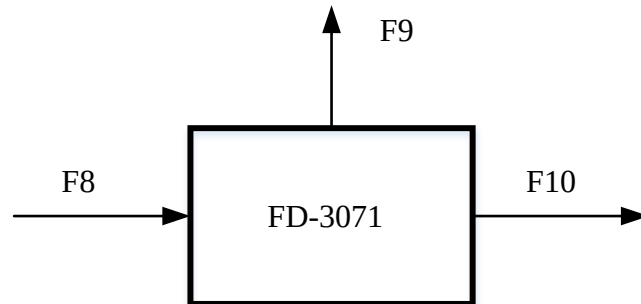
Komponen	BM	Masuk				Keluar	
		F6		F7		F8	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32					42946,47	0,60
H ₂ O	18					24157,39	0,34
CO ₂	44	59647,88	0,95			596,48	0,01
H ₂	2	627,87	0,01	8134,17	0,99	709,58	0,01
Ar	18	627,87	0,01			627,87	0,01
CH ₄	16	627,87	0,01			627,87	0,01
Hidrokarbon	0	627,87	0,01			627,87	0,01
N ₂	28	627,87	0,01	82,16	0,01	710,04	0,01
Sub Total		62787,24	1,00	8216,34	1,00	71003,58	1,00
Total		71003,58				71003,58	

2. Flash Drum 1 (FD-3071)

Fungsi : Tempat pemisahan gas sisa yang terlarut di dalam cairan metanol dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 35 °C
- Tekanan : 24 atm



➤ Input

❖ Aliran 8

Tabel LA.2 Aliran Massa Masuk Flash Drum (FD-3071)

Komponen	BM	Masuk	
		F8	
		Mol (Kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
CO ₂	44	0,22	9,5
H ₂	2	5,65	11,3014
Ar	18	0,56	10
hidrokarbon	0	0,00	10
CH ₄	16	0,63	10
N ₂	28	0,40	11,3086
CH ₃ OH	32	21,38	684
H ₂ O	18	21,38	384,75
Subtotal		50,20	1130,86
Total		1130,86	

Untuk menghitung neraca massa keluar flash drum mengikuti persamaan antoine dan Hukum Raoult pada kondisi steady state.

❖ Tekanan Uap Murni

Menghitung tekanan uap murni masing-masing senyawa pada suhu operasi dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

Tabel LA.3 Konstanta Antoine

Komponen	ANT A	ANT B	ANT C
CO ₂	15,3768	1956,2500	-2,1170
H ₂	12,7844	232,3200	8,0800
Ar	13,9153	832,7800	2,3608
CH ₄	13,5840	968,1300	-3,7200
N ₂	13,4477	658,2200	-2,8540
CH ₃ OH	7,8975	1474,0800	-44,0700
H ₂ O	8,0600	1725,3280	-40,0199

Sumber : G.V. Reklaitis. Hal. 649-652

Kondisi Operasi Flash Drum

T = 35 °C = 303 K

P = 27 atm = 20520 mmHg

Xi = Mol komponen / mol total

Tabel LA.4 Tekanan Uap Murni

Komponen	Xi	Pi (mmHg)
CO ₂	0,0043	7151,6854
H ₂	0,1126	168987,9114
Ar	0,0111	72265,3409
CH ₄	0,0124	31230,0586
N ₂	0,0080	77242,1517
CH ₃ OH	0,4258	9,0660
H ₂ O	0,4258	4,4786
Total	1,0000	

❖ K- Value Corelation

K-Value Hukum Raoult didefinisikan sebagai $K = P_i / P_{op}$

Tabel LA.5 K-Value

Komponen	Xi	Pi (mmHg)	Ki=(Pi/Pt)	Yi = Ki x Xi
CO ₂	0,0043	7151,6854	0,3485	0,001498957
H ₂	0,1126	168987,9114	8,2353	0,9270
Ar	0,0111	72265,3409	3,5217	0,0390
CH ₄	0,0124	31230,0586	1,5219	0,0189
N ₂	0,0080	77242,1517	3,7642	0,0303
CH ₃ OH	0,4258	9,0660	0,0004	2,E-04

H ₂ O	0,4258	4,4786	0,0002	9,29315E-05
Total	1,0000			1,0

➤ Komposisi fase uap (y_i) dan fase cair (x_i)

Apabila L adalah perbandingan antara jumlah mol fase cair dengan mol umpan dan x_i adalah komposisi fase cair. Sedangkan V adalah perbandingan antara jumlah mol fase uap dengan mol umpan dan y_i adalah komposisi fase uap. Diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$L + V = 1$$

$$Z_i = x_i L + y_i V$$

$$Z_i = x_i (1 - V) + y_i V$$

Substitusi $x_i = y_i / K_i$ ke persamaan diatas dan diperoleh:

$$y = \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v(K_i - 1)}$$

Karena $\sum y_i = 1$, maka didapatkan persamaan akhir:

$$\sum \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v(K_i - 1)} = 1$$

Untuk mengetahui komposisi fase uap dan cair pada kondisi P-T tertentu, nilai v harus ditentukan dengan cara trial. *Trial* dianggap berhasil jika diperoleh nilai $\sum x_i = 1$ dan $\sum y_i = 1$ (Smith et al., 2001). Dari hasil *trial* pada kondisi *steady state* diperoleh komposisi fase uap dan fase cair sebagai berikut:

Tabel LA. 6 Komposisi Top dan Bottom

Komponen	Kmol	X_i	$Y_i = K_i \times X_i$	Top (Kmol)	Bottom (Kmol)
CO ₂	0,22	0,01	8,08551E-09	0,01	0,21
H ₂	5,65	0,44	0,952500754	0,40	5,25
Ar	0,56	0,04	0,000737434	0,03	0,52
CH ₄	0,63	0,04	7,98528E-05	0,03	0,59
N ₂	0,40	0,03	0,001288189	0,02	0,38
CH ₃ OH	21,38	0,24	1,60232E-21	0,21	21,16
H ₂ O	21,38	0,21	4,05631E-14	0,19	21,19
Total	50,20	1,00	1,0	0,89	49,31

Tabel LA. 7 Neraca Massa Flash Drum 1 (FD-3071)

Faktor Pengali : 62,7872384

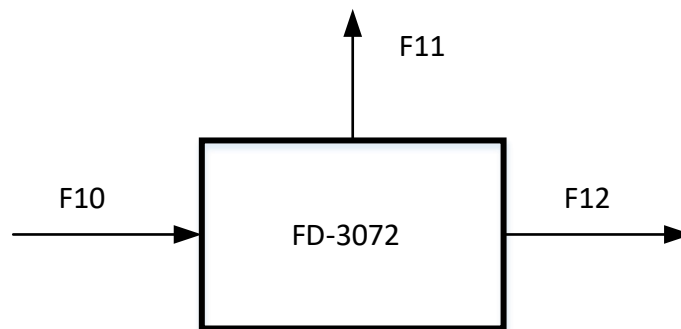
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F8		F9		F10	
		Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CO ₂	44	596,48	0,01	22,66	0,03	573,82	0,01
H ₂	2	709,58	0,01	49,73	0,06	659,85	0,01
Ar	18	627,87	0,01	37,41	0,05	590,46	0,01
hidrokarbon	0	627,87	0,01	0,00	0,00	627,87	0,01
CH ₄	16	627,87	0,01	31,81	0,04	596,06	0,01
N ₂	28	710,04	0,01	42,85	0,05	667,19	0,01
CH ₃ OH	32	42946,47	0,60	429,46	0,52	42517,01	0,61
H ₂ O	18	24157,39	0,34	209,43	0,25	23947,96	0,34
Subtotal		71003,58	1,00	823,36	1,000	70180,218	1,000
Total		71003,58		71003,58			

3. Flash Drum 2 (FD- 3072)

Fungsi : Tempat pemisahan gas sisa yang terlarut di dalam cairan metanol dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 35 °C
- Tekanan : 1,18 atm



➤ Input

❖ Aliran 9

Tabel LA.8 Aliran Massa Masuk Flash Drum (FD-3072)

Komponen	BM	Masuk
		F10

		Mol	Massa
CH ₃ OH	32	21,16	677,16
H ₂ O	18	21,19	381,41
H ₂	2	5,25	10,51
Subtotal		47,61	1069,08
Total			1069,08

Untuk menghitung Neraca Massa keluar Flash drum mengikuti persamaan Antoine dan Hukum Raoult pada kondisi steady state.

❖ Tekanan Uap Murni

Menghitung tekanan uap murni masing-masing senyawa pada suhu operasi dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

Tabel LA.9 Konstanta Antoine

Komponen	ANT A	ANT B	ANT C
H ₂	12,7844	232,3200	8,0800
CH ₃ OH	7,8975	1474,0800	-44,0700
H ₂ O	8,0600	1725,3280	-40,0199

Sumber : G.V. Reklaitis. Hal. 649-652

Kondisi Operasi Flash Drum

$$T = 35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 27 \text{ atm} = 20520 \text{ mmHg}$$

$$X_i = \text{Mol komponen} / \text{mol total}$$

Tabel LA.10 Tekanan Uap Murni

Komponen	Xi	Pi (mmHg)
H ₂	0,1104	170996,1300
CH ₃ OH	0,4445	0,0005
H ₂ O	0,4451	0,0002
Total	1	

❖ K- Value Corelation

$$\text{K-Value Hukum Raoult didefinisikan sebagai } K = P_i / P_{op}$$

Tabel LA.11 K-Value

Komponen	X_i	P_i (mmHg)	$K_i=(P_i/P_t)$	$Y_i = K_i \times X_i$
H ₂	0,1104	170996,1300	8,3331	0,9198
CH ₃ OH	0,4445	0,0005	0,0005	0,0002
H ₂ O	0,4451	0,0002	0,0002	0,0001
Total	1			1

➤ Komposisi fase uap (y_i) dan fase cair (x_i)

Apabila L adalah perbandingan antara jumlah mol fase cair dengan mol umpan dan x_i adalah komposisi fase cair. Sedangkan V adalah perbandingan antara jumlah mol fase uap dengan mol umpan dan y_i adalah komposisi fase uap. Diperoleh persamaan sebagai berikut:

$$L + V = 1$$

$$Z_i = x_i L + y_i V$$

$$Z_i = x_i (1 - V) + y_i V$$

Substitusi $x_i = y_i/K_i$ ke persamaan diatas dan diperoleh:

$$y = \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v(K_i - 1)}$$

Karena $\sum y_i = 1$, maka didapatkan persamaan akhir:

$$\sum \frac{Z_i \cdot K_i}{1 + v(K_i - 1)} = 1$$

Untuk mengetahui komposisi fase uap dan cair pada kondisi P-T tertentu, nilai v harus ditentukan dengan cara trial. *Trial* dianggap berhasil jika diperoleh nilai $\sum x_i = 1$ dan $\sum y_i = 1$ (Smith et al., 2001). Dari hasil *trial* pada kondisi *steady state* diperoleh komposisi fase uap dan fase cair sebagai berikut:

Tabel LA. 12 Komposisi Top dan Bottom

Komponen	n (kmol)	X_i	K_i	$Y_i = K_i \times X_i$	Top	Bottom
CH ₃ OH	5,25	0,1104	8,3331	0,9198	0,2116	20,9496
H ₂ O	21,16	0,4445	0,0005	0,0002	0,1109	21,0787
H ₂	21,19	0,4451	0,0002	0,0001	5,2021	0,0525
Total	47,61	1,0000		0,9201	5,5247	42,0809

Tabel LA. 13 Neraca Massa Flash Drum 2 (FD- 3072)

Faktor Pengali : 62,7872384

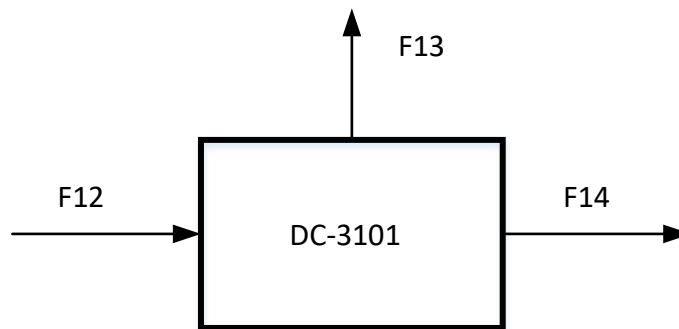
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F10		F12		F11	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	42517,01	0,63	425,17	0,35	42091,84	0,64
H ₂ O	18	23947,96	0,36	125,39	0,10	23822,58	0,36
H ₂	2	659,85	0,01	653,25	0,54	6,60	0,00
Subtotal		67124,82	1,00	1203,81	1,00	65921,01	1,00
Total		67124,82		67124,82			

4. Kolom Distilasi (DC-3101)

Fungsi : Tempat pemisahan produk metanol dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 65 °C
- Tekanan : 1 atm



- Input
- ❖ Aliran 12

Tabel LA.14 Aliran Massa Masuk Kolom Distilasi

Komponen	BM	Masuk	
		F12	
		Mol (Kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
CH ₃ OH	32	20,95	670,39
H ₂ O	18	21,08	379,42
Subtotal		1049,81	
Total		1049,81	

Tabel LA.15 Konstanta Antoine

Komponen	A	B	C
CH ₃ OH	7,8975	1474,08	-44,07
H ₂ O	8,06	1725,328	-40,0199

Sumber: G.V. Reklaitis. Hal. 649 – 652

Menghitung tekanan uap murni masing-masing senyawa pada suhu operasi dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

P = 1 atm = 760 mmHg

Komponen	Masuk (Kg/jam)	Xi
CH ₃ OH	670,39	0,50
H ₂ O	379,42	0,50
Total		1,00

T = 67 °C = 340 K

Komponen	Xi	Pi (mmHg)	Ki=(Pi/Pt)	Yi = Ki x Xi
CH ₃ OH	0,50	118,67	1,17	0,58
H ₂ O	0,50	84,60	0,83	0,42
Total				1,00

Penentuan Distribusi Masing-masing Komponen

Volatilitas

$$\alpha = \frac{K_f}{K_{hk}} \quad (\text{Pers. 8 – 30, Hal: 263, Coulson})$$

Dimana :

K_f = Ki tiap komponen *feed*

K_{hk} = Ki tiap komponen *heavy key*

Komponen kunci yang terdistribusi = 99%

Ditetapkan *Light Key* komponen = CH₃OH

Ditetapkan *Heavy Key* komponen = H₂O

Penentuan distribusi masing-masing komponen didalam distilat dan bottom produk.

Light Key (LK) Diinginkan distribusi komponen kunci = 99 %

$(\text{CH}_3\text{OH})_D$	= 0,990	×	20,95 kmol =	20,74 kmol
$(\text{CH}_3\text{OH})_B$	= 0,001	×	20,95 kmol =	0,2 kmol
Total				20,95 kmol

$$\text{Log } \frac{(\text{CH}_3\text{OH})_D}{(\text{CH}_3\text{OH})_B} = 1,99$$

Heavy Key (HK)	Diinginkan distribusi komponen kunci			= 99 %
$(\text{H}_2\text{O})_D$	= 0,001	×	21,08 kmol =	0,21 kmol
$(\text{H}_2\text{O})_B$	= 0,990	×	21,08 kmol =	20,86 kmol
Total				21,08 kmol

$$\text{Log } \frac{(\text{H}_2\text{O})_D}{(\text{H}_2\text{O})_B} = -1,99$$

Komponen	Ki	$\alpha_i = (\text{Ki}/\text{Khk})$	Log α_i	Log id/ib	id/ib	LK HK
CH ₃ OH	1,1711	1,402738409	0,146977	1,99563519	99	
H ₂ O	0,8349	1	0	-1,99563519	0,010101	

Persamaan Van Winkle (Hal. 345)

$$\text{Log } \alpha = \text{Log } \frac{id}{ib} + b$$

Dimana :

$$m = \frac{(\text{Log } \alpha)_L - (\text{Log } \alpha)_H}{\left(\text{Log } \frac{id}{ib}\right)_L - \left(\text{Log } \frac{id}{ib}\right)_H}$$

$$m = \frac{0,146 - 0}{1,995 - (-1,995)}$$

$$m = 0,036$$

$$b = (\text{Log } \alpha)_L - m \left(\text{Log } \frac{id}{ib}\right)_L$$

$$b = 0,146 - 0,036(1,995)$$

$$b = 0,146 - 0,073$$

$$b = 0,073$$

Maka persamaan menjadi =

$$\text{Log}\left(\frac{id}{ib}\right) = \frac{(\text{Log } \acute{\alpha}i) - b}{m}$$

$$\text{Log}\left(\frac{id}{ib}\right) = \frac{(\text{Log } \acute{\alpha}i) - 0,073}{0,036}$$

Metanol

$$\text{Log} \frac{(\text{CH}_3\text{OH})_D}{(\text{CH}_3\text{OH})_B} = \frac{0,146 - 0,073}{0,036} = 1,995$$

$$\frac{(\text{CH}_3\text{OH})_D}{(\text{CH}_3\text{OH})_B} = 99$$

$$(\text{CH}_3\text{OH})_B = \frac{\text{massa}}{\text{Log}\left(\frac{id}{ib}\right) + 1} = \frac{20,95}{99 + 1} = 0,21 \text{ kmol}$$

$$(\text{CH}_3\text{OH})_D = 20,95 \text{ kmol} - 0,21 \text{ kmol} = 20,74 \text{ kmol}$$

$$\text{Total CH}_3\text{OH} = 20,74 \text{ kmol} + 0,21 \text{ kmol} = 20,95 \text{ kmol}$$

Air

$$\text{Log} \frac{(\text{H}_2\text{O})_D}{(\text{H}_2\text{O})_B} = \frac{0 - 0,073}{0,036} = -1,995$$

$$\frac{(\text{H}_2\text{O})_D}{(\text{H}_2\text{O})_B} = 0,0010$$

$$(\text{H}_2\text{O})_B = \frac{\text{massa}}{\text{Log}\left(\frac{id}{ib}\right) + 1} = \frac{21,08}{0,0010 + 1} = 20,87 \text{ kmol}$$

$$(\text{H}_2\text{O})_D = 21,08 \text{ kmol} - 20,87 \text{ kmol} = 0,21 \text{ kmol}$$

$$\text{Total H}_2\text{O} = 0,21 \text{ kmol} + 20,87 \text{ kmol} = 21,08 \text{ kmol}$$

Tabel LA.16 Komposisi Uap dan Cair pada DC-3101

Komponen	Xi	Ki=(Pi/Pt)	Yi = Ki x Xi	Top	Bottom
CH ₃ OH	0,50	1,17	0,58	20,74	0,21
H ₂ O	0,50	0,83	0,42	3,79	20,87
Total			1,00	20,95	21,08

Tabel LA.17 Neraca Massa *Destilaion Colum* (D-3101)

Faktor Pengali : 62,787238

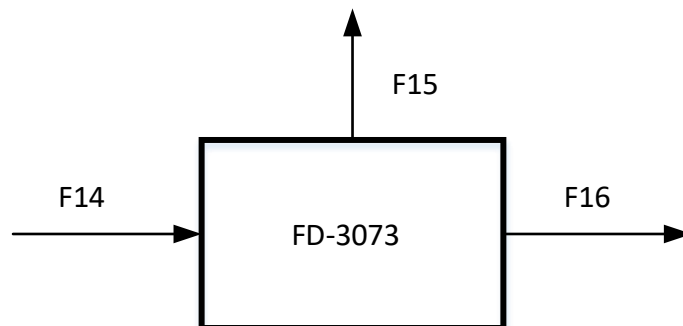
Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F11		F13		F14	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	42091,84	0,64	41670,92	0,99	420,92	0,02
H ₂ O	18	23822,58	0,36	238,23	0,01	23584,35	0,98
Subtotal		65914,41	1,00	41909,14	1,00	24005,27	1,00
Total		65914,41		65914,41			

5. Flash Drum (FD- 3073)

Fungsi : Tempat pemisahan gas sisa yang terlarut di dalam cairan metanol dan air

Kondisi Operasi :

- Temperatur : 35 °C
- Tekanan : 1 atm



➤ Input

❖ Aliran 9

Tabel LA.18 Aliran Massa Masuk Flash Drum (FD- 3073)

Komponen	BM	Masuk	
		F13	
		Mol (Kmol/jam)	Massa (Kg/jam)
CH ₃ OH	32	20,74	663,68
H ₂ O	18	0,21	3,79
Subtotal		667,48	

Total		667,48
--------------	--	---------------

Untuk menghitung Neraca Massa keluar Flash drum mengikuti persamaan Antoine dan Hukum Raoult pada kondisi steady state.

❖ Tekanan Uap Murni

Menghitung tekanan uap murni masing-masing senyawa pada suhu operasi dengan menggunakan persamaan berikut:

$$\text{Log } P_i \text{ (Kpa)} = \frac{a-b}{(c+T)}$$

Tabel LA.19 Konstanta Antoine

Komponen	ANT A	ANT B	ANT C
CH ₃ OH	7,8975	1474,0800	-44,0700
H ₂ O	8,0600	1725,3280	-40,0199

Sumber : G.V. Reklaitis. Hal. 649-652

Kondisi Operasi Flash Drum

T = 35 °C = 303 K

P = 27 atm = 20520 mmHg

Xi = Mol komponen / mol total

Tabel LA.20 Tekanan Uap Murni

Komponen	Xi	Pi (mmHg)
CH ₃ OH	0,9899	101,2794
H ₂ O	0,0101	70,5042
Total	1,0000	

❖ K- Value Corelation

K-Value Hukum Raoult didefinisikan sebagai $K = P_i / P_{op}$

Tabel LA.21 K-Value

Komponen	Xi	Pi (mmHg)	Ki=(Pi/Pt)	Yi = Ki x Xi
CH ₃ OH	0,9899	101,2794	0,9995	0,989493
H ₂ O	0,0101	70,5042	0,6958	0,007001
Total	1,0000			1,00

Kemudian hitung mol komponen diTop dan Bottom flash drum untuk mengetahui Neraca Massa pada flash drum dengan cara sebagai berikut :

$$\text{Top} = \text{Total mol} \times Y_i \times v$$

$$\text{Bottom} = \text{Total mol} \times X_i \times (1-v)$$

Tabel LA. 22 Komposisi Top dan Bottom

Komponen	n (kmol)	Xi	Ki=(Pi/Pt)	Yi = Ki x Xi	Top	Bottom
CH ₃ OH	20,74	0,99	1,00	0,99	0,0021	21
H ₂ O	0,21	0,01	0,70	0,01	0,0021	0,21
Total	20,95	1,00		1,00	0,0042	20,95

Tabel LA. 23 Neraca Massa Flash Drum (FD- 3073)

Faktor Pengali : 62,7872841

Komponen	BM	Masuk		Keluar			
		F13		F15		F16	
		Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)	Massa (Kg/jam)	Fraksi Massa (%)
CH ₃ OH	32	41670,92	0,99	4,25	0,64	41666,67	0,99
H ₂ O	18	238,23	0,01	2,38	0,36	235,84	0,01
Subtotal		41909,14	1,00	6,63	1,00	41902,51	1,00
Total		41909,14		41909,14			

LAMPIRAN B. LAMPIRAN NERACA ENERGI

Basis Perhitungan : 1 Jam Perhitungan

Satuan Operasi : Kj/jam

Temperatur Referensi : 25 °C = 298 K

Kapasitas Produksi : 300.000 Ton/tahun

Persamaan yang digunakan untuk menghitung nilai panas (Q) adalah sebagai berikut:

➤ Panas Sensible

$$Q = m \int C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Hal. 693})$$

➤ Panas Laten

$$- m_s = \frac{\Delta Q}{\lambda}$$

$$- Q_s = m_s \times H_v$$

$$- Q_c = m_s \times H_i$$

➤ Panas Reaksi

$$Q_R = -\Delta H_R$$

$$- \Delta H_R = \Delta H_R^0 + (\Delta H \text{ produk} - \Delta H \text{ reatan})$$

$$- \Delta H_R^0 = \Delta H_f^0 \text{ produk} - \Delta H_f^0 \text{ reaktan}$$

$$- \Delta H \text{ produk} = \Sigma (m.C_p.\Delta T)_{\text{produk}}$$

$$- \Delta H \text{ reaktan} = \Sigma (m.C_p.\Delta T)_{\text{reaktan}}$$

Nilai data ΔH_f dapat diperoleh dari Carl L. Yaws Chemical properties handbook tahun 1999 hal 288

➤ Menggunakan data C_p yang dipengaruhi temperatur.

Data C_p yang dipengaruhi oleh temperatur dapat diperoleh dari buku B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

$$Q = m \int C_p \Delta T \quad (\text{Himmelblau, Pers. 23.12, Hal. 693})$$

$$C_p^0 = a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3$$

$$\int C_p dT = [a \times (T_2 - T_1)] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right]$$

Tabel B.1 Data CP Komponen

(T in K, cp in kJ/kmol · K)

Komponen	Rumus Kimia	a	b	c	d	e
Karbon Dioksida	CO ₂	22,3	0,05981	-0,00003501	7,469E-09	0
Hidrogen	H ₂	29,1	-0,001916	0,000004003	-8,704E-10	0
Air	H ₂ O	32,2	0,001923	0,00001055	-3,595E-09	0
Metanol	CH ₃ OH	19,0	0,09152	-0,0000122	-8,039E-09	0
Nitrogen	N ₂	6,9	6,6095E-05	5,69339E-07	3,22686E-11	-9,6833E-14

Sumber: B. G. Kyle, Chemical and Process Thermodynamics (Englewood Cliffs, NJ: Prentice-Hall, 1984)

Tabel B.2 Data Panas Pembentukan Komponen

Komponen	Rumus Kimia	BM	ΔHf 298
			(KJ/kmol)
Air (liquid)	H ₂ O	18	-285,8
Hidrogen	H ₂	2	0
Metanol	CH ₃ OH	32	-238,6
Carbon Dioksida	CO ₂	44	-393,5

Sumber : Yaws, 1999

1. Kompresor (JC-1011)

Fungsi = Tempat untuk menaikkan tekanan masing-masing bahan (Karbon Dioksida (CO₂))

$$NET : Q_1 + Q \text{ Kompresi} = Q_2$$

Perhitungan jumlah satage Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan Rc < 4 (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$Rc = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket :

Rc (Rasio Compresi)

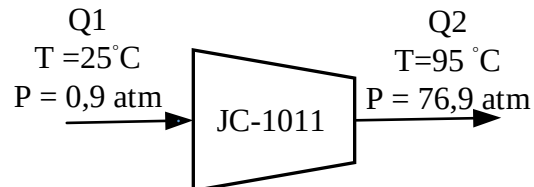
Pi (Tekanan keluar kompresor)

Po (Tekanan Masuk)

n (Jumlah Stage)

Kemudian trialakan nilai n hingga mendapatkan nilai $R_c < 4$

$R_c =$	0,012743823	n	1
	0,006371912		2
	0,004247941		3
	0,003185956		4



$$P_1 = 0,9 \text{ atm}$$

$$P_2 = 76,9 \text{ atm}$$

Q1

$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 \int C_p dT &= \left[a \times (T_2 - T_1) \right] + \left[\frac{b}{2} \times (T_2^2 - T_1^2) \right] + \left[\frac{c}{3} \times (T_2^3 - T_1^3) \right] + \left[\frac{d}{4} \times (T_2^4 - T_1^4) \right] \\
 &= [22,3 \times (303 - 298)] + \left[\frac{0,05981}{2} \times (303^2 - 298^2) \right] + \\
 &\quad \left[\frac{0,00003501}{3} \times (303^3 - 298^3) \right] + \left[\frac{7,469E-09}{4} \times (303^4 - 298^4) \right] \\
 &= 186,3705367 \text{ Kj/Kmol}
 \end{aligned}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n . \int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CO ₂	1766,12	186,3705367	329152,2822

$$T_2 = T_1 \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{R/C_p}$$

$$R = 8,314 \text{ Kj/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/C_p = 0,04461$$

$$T_2 = 368,0995 \text{ K}$$

Q2

$$T_{out} = 95,09^\circ\text{C} \quad 368,09 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^\circ\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CO ₂	4070,02	2703,107262	11001705,28

$$Q_{\text{kompresi}} = Q_2 - Q_1$$

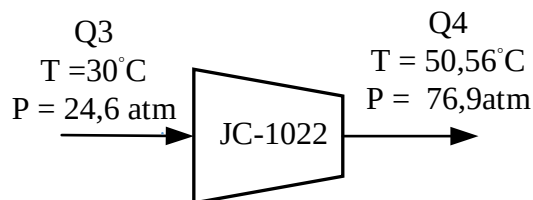
$$= 10672553$$

Tabel B.3 Tabel Neraca Massa Kompresor CO₂

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q1	329152,2822	
Q2		11001705,28
Q kompresi	10672553	
Total	11001705,28	11001705,28

2. Kompresor (JC- 2022)

Fungsi = Tempat untuk menaikkan tekanan masing- masing bahan hidrogen (H₂)



$$NET : Q_1 + Q_{\text{Kompresi}} = Q_2$$

Perhitungan jumlah satage Harga Rc untuk kompresor sentrifugal multistage disyaratkan $R_c < 4$ (Coulson, J.M., Richardson, J.F., 1983)

$$R_c = (P_i/P_o)^{1/n}$$

Ket :

Rc (Rasio Compresi)

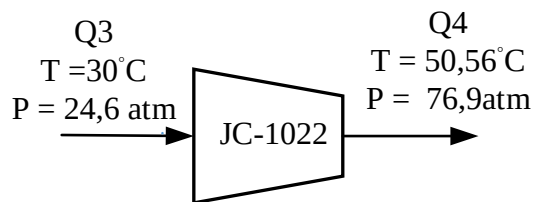
Pi (Tekanan keluar kompresor)

Po (Tekanan Masuk)

n (Jumlah Stage)

Kemudian trialkan nilai n hingga mendapatkan nilai Rc < 4

Rc =	0,319896	n	1
	0,159948		2
	0,106632		3
	0,079974		4



$$P1 = 1 \text{ atm}$$

$$P2 = Rc \times P1$$

$$P2 = 7,86 \text{ atm}$$

Q3

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
H ₂	4070,02	144,3605105	587550,4141

$$T2 = T1 \left(\frac{P2}{P1} \right)^{R/Cp}$$

$$R = 8,314 \text{ Kj/Kmol.K (Kontanta Gas)}$$

$$R/Cp = 1,66$$

$$T2 = 323,55 \text{ K}$$

Q4

$$T_{out} = 50,56 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 323,55 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad 298 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	4070,02	737,95	3003470,509

$$Q_{\text{kompresi}} = Q_4 - Q_3$$

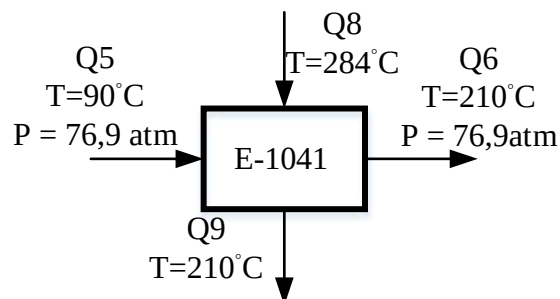
$$= 241920,095$$

Tabel B.4 Tabel Neraca Massa Kompresor H₂

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q1	587550,4141	
Q2		3003470,509
Q kompresi	2415920,095	
Total	3003470,509	3003470,509

3. Heat Exchanger- 1 (E-1041)

Fungsi = Tempat untuk memanaskan gas sebelum masuk kedalam reactor



PANAS MASUK

Q5

$$T_{in} = 363 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \int C_p \cdot dT$ (Kj/jam)
H2	4070,02	1877,44	7641222,11
CO2	1766,12	2500,09	4415458,33
Total			12056680,43

PANAS KELUAR

Q6

T_{out} = 483 K

T_{ref} = 298 K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	4070,02	5351,846328	21782130,83
CO ₂	1766,12	7519,69228	13280660,77
Total			35062791,6

BEBAN PANAS

$$\Delta Q = Q_6 - Q_5$$

$$= 22066423,15$$

($\Delta Q = +$ membutuhkan panas)

Media Pemanas adalah aliran panas dari Reaktor Metanol 210 °C

PANAS *RECYCLE* MASUK

T_{in} = 284°C , 557°K

T_{ref} = 25°C , 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \int C_p \cdot dT$ (Kj/jam)
CH ₃ OH	805,2463326	14281,58828	11500196,59
H ₂ O	805,2463326	8998,305304	7245852,345
CO ₂	8,133801339	10844,81109	88209,53896
H ₂	212,8751088	7503,389896	1597284,941
Total		41628,09457	20431543,41

PANAS *RECYCLE* KELUAR

T_{in} = 210°C , 483°K

T_{ref} = 25°C , 298°K

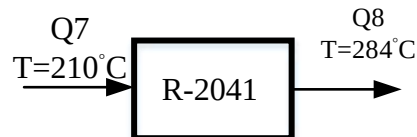
Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \int C_p \cdot dT$ (Kj/jam)
CH ₃ OH	805,2463326	225,9095818	181912,8622
H ₂ O	805,2463326	168,3649662	135575,2715
CO ₂	8,133801339	186,3705367	1515,900921
H ₂	212,8751088	144,3605105	30730,75939
Total		725,0055952	349734,7941

Tabel B.5 Neraca Energi Heater

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q5	12996368,45	
Q6		35062791,6
Q7	20431543,41	
Q9		349734,7941
Total	33427911,86	33427911,86

4. Methanol Reactor (R- 2041)

Fungsi = Tempat terjadinya reaksi untuk menghasilkan produk (metanol)



Q7

$T_{in} = 210\text{ }^{\circ}\text{C}$, 483°K

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$,298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	4070,02	5351,846328	21782130,83
CO ₂	1766,12	7519,69228	13280660,77
Total			35062791,6

Q8

$T_{in} = 284\text{ }^{\circ}\text{C}$, 557°K

$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$,298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	354,79	7503,389896	2662141,568
CO ₂	13,56	10844,81109	147015,8983
CH ₃ OH	1342,08	14281,58828	19166994,31

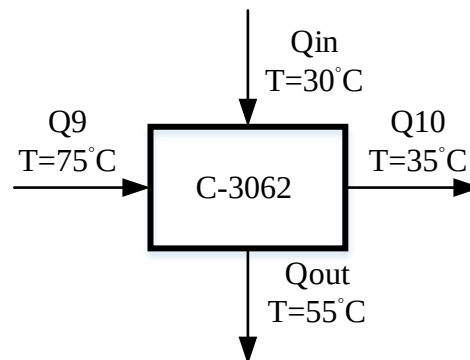
H ₂ O	1342,08	8998,305304	12076420,58
Total		41628,09457	34052572,35

Tabel B.6 Neraca Energi Reaktor

Aliran Energi	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q5	35062791,6	
Q6		34052572,35
QR		3819567,612
Total	35062791,6	37872139,97

5. Cooler (C-3062)

Fungsi = Tempat untuk mendinginkan umpan sebelum ke proses selanjutnya



Q9

$T_{in} = 75^{\circ}\text{C}$, 348°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	354,79	1444,00	512320,9943
CO ₂	13,56	1908,60	25873,60723
CH ₃ OH	1342,08	2350,65	3154759,274
H ₂ O	1342,08	1692,11	2270937,378
Total			5963891,25

Q10

$T_{in} = 35^{\circ}\text{C}$, 308°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
H ₂	354,79	288,73	102438,2602
CO ₂	13,56	373,76	5066,780101
CH ₃ OH	1342,08	453,87	609124,5314
H ₂ O	1342,08	336,91	452163,3764
Total			1168792,948

$$\Delta Q = Q_{out} - Q_{in}$$

$$-479098,31$$

C_p (Kj/Kmol.K)	C_p (Kj/Kg.K)
844,61	46,92
168,36	9,35
1012,973156	56,27628646

Jumlah pendingin yang di butuhkan (m)

$$m_w = \frac{\Delta Q}{C_p \cdot (T - T_{ref})}$$

$$-102191,49 \text{ Kg}$$

panas air pendingin masuk $-955859,26 \text{ Kj}$

$$Q_{w in} = m_w \cdot C_p \cdot \Delta T$$

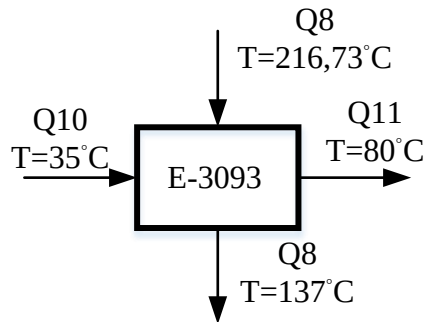
$Q_{wout} -5750957,57 \text{ Kj}$

Tabel B.7 Neraca Energi Cooler

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q7	5963891,25	
Q8		1168792,95
Qin	-5750957,571	
Qout		-955859,27
Total	212933,68	212933,68

6. Heat Exchanger-3 (E-3093)

Fungsi = Tempat memanaskan gas sebelum masuk ke *distillation column*



Q10

$T_{in} = 35^{\circ}\text{C}$, 308°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/jam)
CH ₃ OH	1315,37	453,87	597002,9532
H ₂ O	1323,48	336,91	445896,5194
Total			1042899,473

Q11

$T_{out} = 80^{\circ}\text{C}$, 353°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
CH ₃ OH	1315,37	2596,82	3415776,228
H ₂ O	1323,48	1862,38	2464819,747
Total			5880595,975

Media Pemanas adalah aliran panas dari pemanas reboiler $216,73^{\circ}\text{C}$

PANAS RECYCLE MASUK

$T_{in} = 216,73^{\circ}\text{C}$, $489,73^{\circ}\text{K}$

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
CH ₃ OH	536,8308884	10084,28625	5413556,345
H ₂ O	536,8308884	6601,967728	3544140,201
CO ₂	5,422534226	7815,321402	42378,84779
H ₂	141,9167392	5547,183964	787238,26
Total			9787313,653

PANAS RECYCLE KELUAR

$$T_{out} = 137^{\circ}\text{C} , 410^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} , 298^{\circ}\text{K}$$

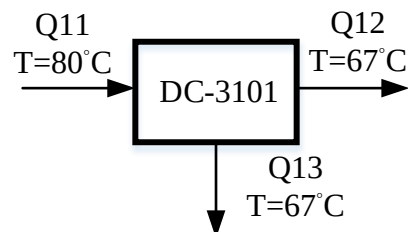
Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT$ (Kj/Kmol)
CH ₃ OH	536,8309	5542,983293	2975644,646
H ₂ O	536,8309	3818,122806	2049686,258
CO ₂	5,422534	4407,027537	23897,25765
H ₂	141,9167	3236,573937	459324,0194
Total			5508552,181

Tabel B.9 Neraca Energi Heater

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q11	1042899,473	
Q13		5331442,391
Q in	9787313,653	
Q out		5508552,181
Total	10830213,13	10830213,13

7. Distillation Culomn (DC-3101)

Fungsi = Tempat pemisahan produk (metanol) dan air



Q11

$T_{in} = 80^{\circ}\text{C}$, 353°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n . \int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	1315,37	2596,82	3415776,228
H ₂ O	1323,48	1862,38	2464819,747
Total	2638,846293		5880595,975

Q12

$T_{in} = 67^{\circ}\text{C}$, 340°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n . \int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	1302,22	1960,96	2553593,172
H ₂ O	13,23	1420,08	18794,38602
Total	1315,45095		2572387,558

Q13

$T_{in} = 102^{\circ}\text{C}$, 375°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n . \int C_p. dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	13,15	1960,959479	25793,87043
H ₂ O	1310,24	1420,077147	1860644,216
Total	1323,395344		1886438,087

Panas Penguapan Distilat

$T_{in} = 67^{\circ}\text{C}$, 340°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Massa (kg/jam)	A	Tc (K)	n	$\Delta H_{\text{uap}} \text{ (KJ/kmol)}$	BM	m. ΔH_{uap}
CH ₃ OH	41670,92	52,053	647,13	1302,22	0	32	0
H ₂ O	238,23	52,723	512,58	13,23	2,91733E-05	18	0,006949821
Total							0,006949821

Panas yang diberikan reboiler

$T_{in} = 67^{\circ}\text{C}$, 340°K

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} \quad , 298^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	1315,37	2596,818027	3415776,228
H ₂ O	1323,48	1862,382836	2464819,747
Total			5880595,975

Panas penguapan reboiler

$$T_{in} = 67^{\circ}\text{C} \quad , 340^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} \quad , 298^{\circ}\text{K}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	A	Tc (K)	n	ΔH_{uap} , KJ/kmol	BM	m. ΔH_{uap}
CH ₃ OH	6,704	52,053	647,130	0,21	44,529	32	298,514
H ₂ O	375,623	52,723	512,580	20,87	7,18173E-09	18	2,69763E-06
Total							298,514

Beban panas yang diserap kondensor

$$\text{Masuk} = \text{Keluar}$$

$$Q_1 + Q_R + Q_{V1} = Q_2 + Q_3 + Q_{V2} + Q_C$$

$$11761490,46 = 4458825,652 + Q_C$$

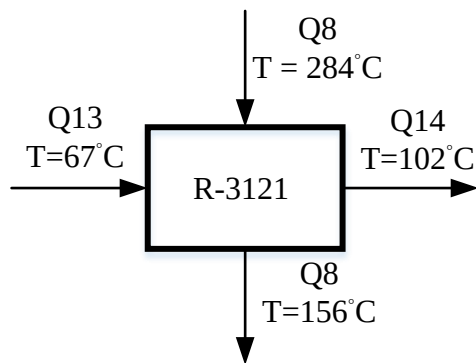
$$Q_C = 7302664,812$$

Tabel B.10 Neraca Energi Kolom Distilasi

Aliran Energi	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
Q11	5880595,975	
Q12		2572387,558
Q13		1886438,087
QV1	298,514008	
QV2		0,006949821
Qre	5880595,975	
Qc		7302664,812
Total	11761490,46	11761490,46

8. Reboiler (R-3121)

Fungsi = Media pemanas distilasi



Q13

$T_{in} = 67^{\circ}\text{C}$, 340°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	1302,22	1960,96	2553600,653
H ₂ O	1310,24	1420,08	1860641,881
Total			4414242,533

Q14

$T_{in} = 67^{\circ}\text{C}$, 340°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	1302,22	3703,60	4822902,047
H ₂ O	1310,24	2614,01	3424975,253
Total			8247877,299

Beban Panas yang Dibutuhkan

$\Delta Q = 3833634 \text{ Kj}$

Media Pemanas adalah aliran panas dari Reaktor Metanol 210°C

PANAS *RECYCLE* MASUK

$T_{in} = 284^{\circ}\text{C}$, 557°K

$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C}$, 298°K

Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	536,8308884	14281,58828	7666797,725

H ₂ O	536,8308884	8998,305304	4830568,23
CO ₂	5,422534226	10844,81109	58806,3593
H ₂	141,9167392	7503,389896	1064856,627
Total			13621028,94

PANAS *RECYCLE* KELUAR

$$T_{out} = 216,73^{\circ}\text{C} \text{ , } 489,73^{\circ}\text{K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} \text{ , } 298^{\circ}\text{K}$$

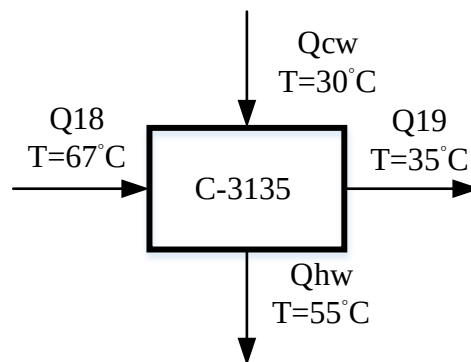
Komponen	Kmol	$\int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$	$Q = n \cdot \int C_p \cdot dT \text{ (Kj/Kmol)}$
CH ₃ OH	536,8308884	10084,28625	5413556,345
H ₂ O	536,8308884	6601,967728	3544140,201
CO ₂	5,422534226	7815,321402	42378,84779
H ₂	141,9167392	5547,183964	787238,26
Total			9787313,653

Tabel B.12 Neraca Energi Reboiler

Panas	Masuk (kkal/jam)	Keluar (kkal/jam)
Q13	4414242,533	
Q14		8247877,299
Q8	13621028,94	
Q8		9787313,653
Total	18035271,47	18035190,95

9. *Condensor* (C-3135)

Fungsi = Tempat mendinginkan produk keluaran distilasi serta merubah fasa uap menjadi liquid



Q18

T in = 67°C , 340°K

Tref = 25°C , 298°K

Komponen	Kmol	∫Cp. dT (Kj/Kmol)	Q = n . ∫Cp. dT (Kj/Kmol)
CH ₃ OH	1302,22	1960,959479	2553593,172
H ₂ O	13,23	1413,991967	18713,8501
Total			2572307,022

Q19

T in = 35°C , 308°K

Tref = 25°C , 298°K

Komponen	Kmol	∫Cp. dT (Kj/Kmol)	Q = n . ∫Cp. dT (Kj/Kmol)
CH ₃ OH	1302,22	453,8669771	591032,9237
H ₂ O	13,23	335,6765105	4442,599426
Total			595475,5231

Beban kondensor

ΔQ = -1976831,499 Kj/jam

Cp (Kj/Kmol.K)	Cp (Kj/Kg.K)
844,61	46,92
168,36	9,35
1012,97	56,276

Jumlah pendingin yang di butuhkan (m)

$$m_w = \frac{\Delta Q}{CP * (T - T_{ref})} \quad -42129,6 \text{ Kg}$$

panas air pendingin masuk -394063 Kj

$$Q_{win} = m_w . Cp . \Delta T$$

Qwout -2370895 Kj

Tabel B.13 Neraca Energi Condensor

Aliran Energi	Masuk (kj/jam)	Keluar (kl/jam)
Q18	2572307,022	
Q19		595475,5231
Qcw in	-2370894,892	
Qhw out		-394063,3922
Total	201412,1309	201412,1309

LAMPIRAN C. SPESIFIKASI PERALATAN

1. Tangki Metanol (TT-3151)

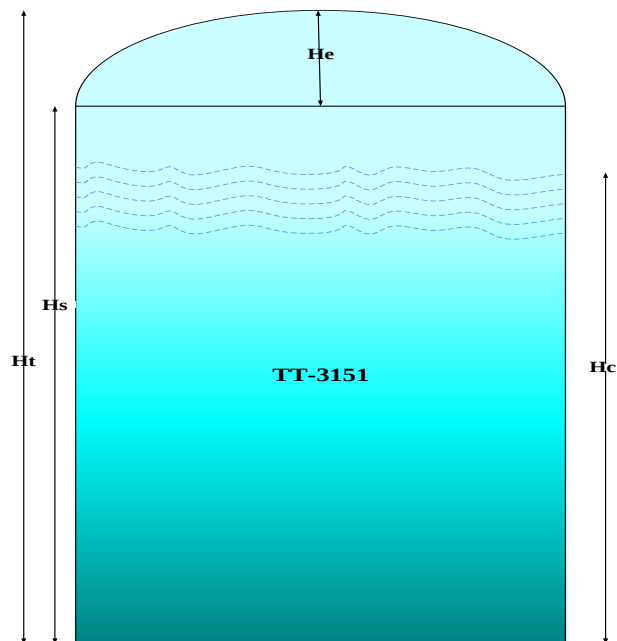
Fungsi : Tempat penyimpanan metanol 99%

Tipe : Silinder vertikal, alas datar dan tutup elipsiodal

Jumlah : 1 unit

Fasa : Cair

Gambar :



Data operasi

Jumlah umpan : 41902,51 kg/jam

Lama penyimpanan, t : 7 hari 168 jam

Densitas metanol, ρ : 658 kg/m³

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 35 °C

1. Kapasitas Tangki, V_t

$$V_c = \frac{m \times t}{\rho}$$
$$= \frac{41902,51^{kg/jam} \times 168jam}{658 kg/m^3}$$
$$= 10692,22 m^3$$

Faktor Keamanan 20 %

Maka,

$$V_c = 0,8 V_t$$

$$V_t = \frac{V_c}{0,8}$$
$$= \frac{10692,22}{0,8}$$
$$= 13365,28 m^3$$

2. Dimensi Tangki

a. Diameter dan Volume Tangki

- Volume silinder, V_s

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 H_t \dots \dots \dots H_t = 1,5D_t$$

Maka,

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_t^3$$

- Volume elipsoidal, V_e

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_e^2 \times H_e \dots \dots \dots H_e = 0,25D_e$$
$$= \frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3$$

- Diameter Tangki, D_t

$$V_t = V_s + V_e$$

$$13365,28 = 1,1785 \times D_t^3 + 0,13D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{13365,28}{1,31}$$

$$D_t = \sqrt[3]{10222,01}$$

$$= 24,44 m$$

$$= 962,2 in$$

b. Tinggi Tangki

- Tinggi silinder, H_s

$$\begin{aligned}H_s &= 1,5 D_t \\&= 36,66\text{m}\end{aligned}$$

- Tinggi elipsoidal, H_e

$$\begin{aligned}H_e &= 0,25D_t \\&= 6,11 \text{ m}\end{aligned}$$

- Tinggi Total

$$\begin{aligned}H_t &= \text{Tinggi silinder} + \text{Tinggi elipsoidal} \\&= 36,66\text{m} + 6,11\text{m} \\&= 42,77\text{m}\end{aligned}$$

- Tinggi cairan dalam tangki, H_c

$$\begin{aligned}H_c &= \frac{\text{Volume bahan}}{\text{Volume tangki}} \times H_t \\&= \frac{10692,22}{13365,28} \times 42,77 \\&= 34,216 \text{ m}\end{aligned}$$

c. Tekanan Desain

- Tekanan cairan di dalam tangki, P_c

$$\begin{aligned}P_c &= \rho \times g \times H_c \\&= 65,387\text{kg/m}^3 \times 981\text{m/s}^2 \times 34,22\text{m} \\&= 220993,58 \text{ kg/m dt}^2 \\&= 2,13 \text{ atm}\end{aligned}$$

- Tekanan desain, P_d

$$\begin{aligned}P_d &= P_{op} + P_c \\&= 3,13 \text{ atm} \\&= 45,998 \text{ psi}\end{aligned}$$

d. Tebal Dinding Tangki, t_s

Data

Bahan = Carbon Steel SA-285

Tekanan desain, P_d = 45,998 psi

Jari-jari, R = 481,1 in

Allowable stress, S = 13700 psi (Tab. 4, Hal. 538, Peter)

Efisiensi pengelasan, E = 0,85 (Tab. 4, Hal. 538, Peter)

Corrosion factor, C = 0,02 in/tahun (Hal. 288, Coulson)

Lama tahun pemakaian = 10 tahun

Efisiensi Pengelasan (E) dan Allowable Stress (S)

Joint efficiencies	Recommended stress values		
	Metal	Temp., °F	S, psi
For double-welded butt joints	Carbon steel	-20 to 650	13,700
if fully radiographed = 1.0	(SA-285, Cr. C)	750	12,000
if spot examined = 0.85		850	8,300
if not radiographed = 0.70	Low-alloy steel	-20 to 800	13,700
In general, for spot examined	for resistance to	950	11,000
if electric resistance weld = 0.85	H ₂ and H ₂ S	1050	5,000
if lap welded = 0.80	(SA-387, Gr.12C1.1)	1200	1,000
if single-butt welded = 0.60	High-tensile steel	-20 to 750	20,000
	for heavy-wall	850	16,800
	vessels	950	10,000
	(SA-302, Gr.B)	1000	6,200
	High-alloy steel for		
	cladding and	-20	18,700
	corrosion resistance	650	11,200
	Stainless 304	800	10,500
	(SA-240)	1000	9,700
	Stainless 316	-20	18,700
	(SA-240)	650	11,500
		800	11,000
		1000	10,600
	Nonferrous metals		
	Copper	100	6,700
	(SB-11)	400	3,000
	Aluminum	100	2,300
	(SB-209, 1100-0)	400	1,000

See the latest ASME Boiler and Pressure Vessel Code for further details.

Sumber: Tab. 4, Hal. 538, Peter

Corrosion Factor (C)

as most of the published data on corrosion rates are in imperial units.

In SI units 1 ipy = 25 mm per year.

When judging corrosion rates expressed in mdd it must be remembered that the penetration rate depends on the density of the material. For ferrous metals 100 mdd = 0.02 ipy.

Sumber: Hal. 288, Coulson

- Tebal Dinding Tangki, t_d

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$= \frac{45,998 \text{ psi} \times 481,1 \text{ in}}{(13700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,6 \times 45,998 \text{ psi})} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,1 \text{ in}$$

- Tebal dinding Ellipsoidal, t_e

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE - 0,2P} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$t_e = \frac{45,998 \text{ psi} \times 962,2 \text{ in}}{2 \times (13.700 \text{ psi} \times 0,85) - (0,2 \times 45,998 \text{ psi})} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 2,1 \text{ in}$$

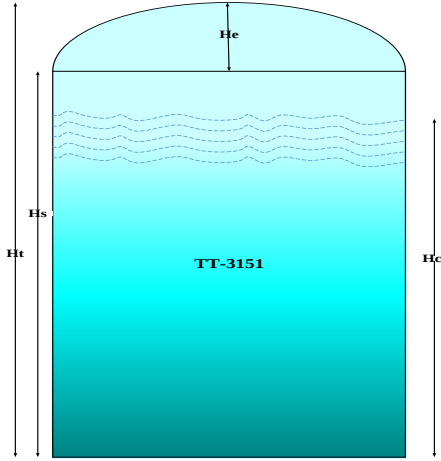
- Tebal Alas, t_f

$$t_f = Dt \sqrt{\frac{0,3P}{S}} + C \quad (\text{Tab. 18.4, Walas})$$

$$= 962,2 \text{ in} \sqrt{\frac{0,3 \times 45,998 \text{ psi}}{13.700 \text{ psi}}} + 0,02 \text{ in/tahun} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 30,55 \text{ in}$$

Kesimpulan :

SPESIFIKASI	
Nama	<i>Storage Tank Methanol</i>
Kode	TT-3151
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat menyimpan produk (metanol)
Sifat Bahan	Tidak korosif
Fasa Bahan	Cair
DESIGN	
Gambar	
Tipe	Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup <i>ellipsoidal</i>
Material	<i>Carbon Steel SA-285</i>
Diameter Tangki, D_t	24,44 m
Tinggi Silinder, H_s	36,66 m
Tinggi <i>Ellipsoidal</i> , H_e	6,11 m
Tinggi Total, H_t	42,77 m
Tebal Alas, t_f	30,55 in
Tebal Silinder, t_s	2,1 in
Tebal <i>Ellipsoidal</i> , t_e	2,1 in

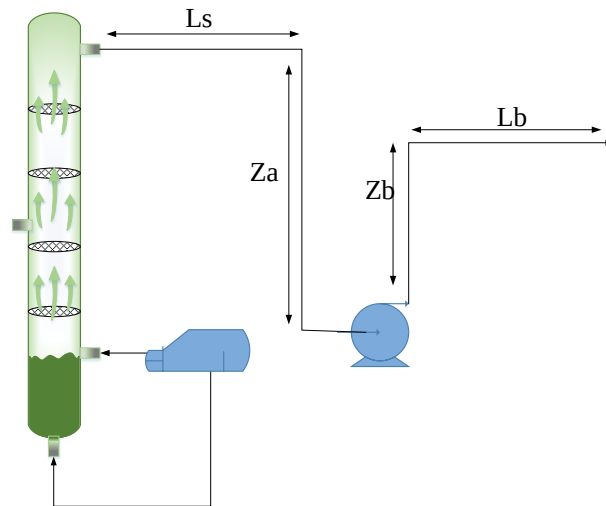
2. Pompa (P-1)

Fungsi = Memompa hasil distilat ke condensor

Tipe = *Centrifugal pump*

Bahan = *Commercial Steel Pipes*

Gambar =



Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernouli :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + \eta W_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$\eta W_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana :

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$\eta = \%$$

(Peters, Fig. 14.37)

Data Kondisi Operasi

Laju alir massa (m)	=	41909,14	kg/jam
	=	92392,9	lb/jam
	=	25,66471	lb/s
Densitas campuran (ρ)	=	1789	kg/m ³
	=	111,6873	lb/ft ³
Viskositas (μ)	=	1,489	Cp
	=	0,001001	lb/ft. S
Tinggi pompa terhadap cairan masuk (Z_a)	=	6	m
	=	19,68	ft
Tinggi pompa terhadap cairan keluar (Z_b)	=	11	m
	=	36,08	ft
Panjang pipa hisap (L_s)	=	8	m
	=	26,24	ft
Panjang pipa buang (L_b)	=	8	m
	=	26,24	ft
Faktor keamanan 10%	=	0,1	

PROCESS DESIGN DEVELOPMENT 37					
TABLE 6 Factors in equipment scale-up and design					
Type of equipment	Is pilot plant usually necessary?	Major variables for operational design (other than flow rate)	Major variables characterizing size or capacity	Maximum scale-up ratio based on indicated characterizing variable	Approximate recommended safety or over-design factor, %
Agitated batch crystallizers	Yes	Solubility-temperature relationship	Flow rate Heat transfer area	> 100:1	20
Batch reactors	Yes	Reaction rate Equilibrium state	Volume Residence time	> 100:1	20
Centrifugal pumps	No	Discharge head	Flow rate Power input Impeller diameter	> 100:1 > 100:1 10:1	10

Peter's, tabel 6

1. Laju Alir Volumetrik, Q_v

$$Q_p = m/0,9$$

$$Q_p = 102658,7757 \text{ lb/jam}$$

$$Q_p = 28,51634941 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = Q_p/\rho$$

$$Q_v = 0,255323184 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$Q_v = 114,5969601 \text{ gal/min}$$

2. Diameter Optimum, D_{opt}

Asumsi Aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 \times Q_v^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$D_{opt} = 3,894894497 \text{ in}$$

making design estimates:
For turbulent flow ($N_{Re} > 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \quad (15)$$

For viscous flow ($N_{Re} < 2100$) in steel pipes

$$D_{i,opt} = 3,0 q_f^{0,36} \mu_c^{0,18} \quad (16)$$

(Peter. Pers 15, Hal 496)

Berdasarkan Appendix 5 Mc. Cabe, diperoleh pipa baja dengan ukuran sebagai berikut :

APPENDIX 5 DIMENSIONS, CAPACITIES, AND WEIGHTS OF STANDARD STEEL PIPE 1087

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross-sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98

Sumber : Mc. Cabe. Appendix 5, Hal. 1087

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	3 in sch 40							
ID	3,548	in	0,29565484	ft	3,548	in	0,295655	ft
OD	4	in	0,33332	ft	4	in	0,33332	ft
a"	0,037665							

3. Kecepatan Aliran, V

$V_a = V_b$ (karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama)

$$\begin{aligned} V &= Q_v / a'' \\ &= 6,778791562 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{V^2}{2g_c} &= \frac{45,95}{64,34} \\ &= 0,714206016 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

4. Bilangan Reynolds, N_{re}

$$\begin{aligned} N_{re} &= \frac{\rho \times V \times D}{\mu} \\ &= 223705,7 \end{aligned}$$

SIGNIFICANCE OF DIMENSIONLESS GROUPS.²³ The three dimensionless groups in Eq. (9.14) may be given simple interpretations. Consider the group $nD_a^2\rho/\mu$. Since the impeller tip speed u_2 equals $\pi D_a n$,

$$N_{Re} = \frac{nD_a^2\rho}{\mu} = \frac{(nD_a)D_a\rho}{\mu} \propto \frac{u_2 D_a \rho}{\mu} \quad (9.17)$$

and this group is proportional to a Reynolds number calculated from the diameter and peripheral speed of the impeller. This is the reason for the name of the group.

Mc.Cabe Hal 249

(Mc Cabe, Pers 9.17)

5. Rugi Gesek

a. Pipa Hisap (*suction*)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh *fitting* dan *valve*

• Rugi Gesek Akibat Kulit (h_{fsa})

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4} \quad r_H = 0,073914 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 223705,66 \text{ turbulen}$$

Thus, for the special case of a circular tube, the hydraulic radius is

$$r_H = \frac{\pi D^2/4}{\pi D} = \frac{D}{4}$$

Mc.Cabe Hal 103

(Mc. Cabe. Hal 103)

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah commercial steel pipe,
dimana :

steel $k = 0,00015 \text{ ft}$ (Mc. Cabe. Fig. 5.9, Hal 99)

$$\frac{k}{ID} = 0,00051$$

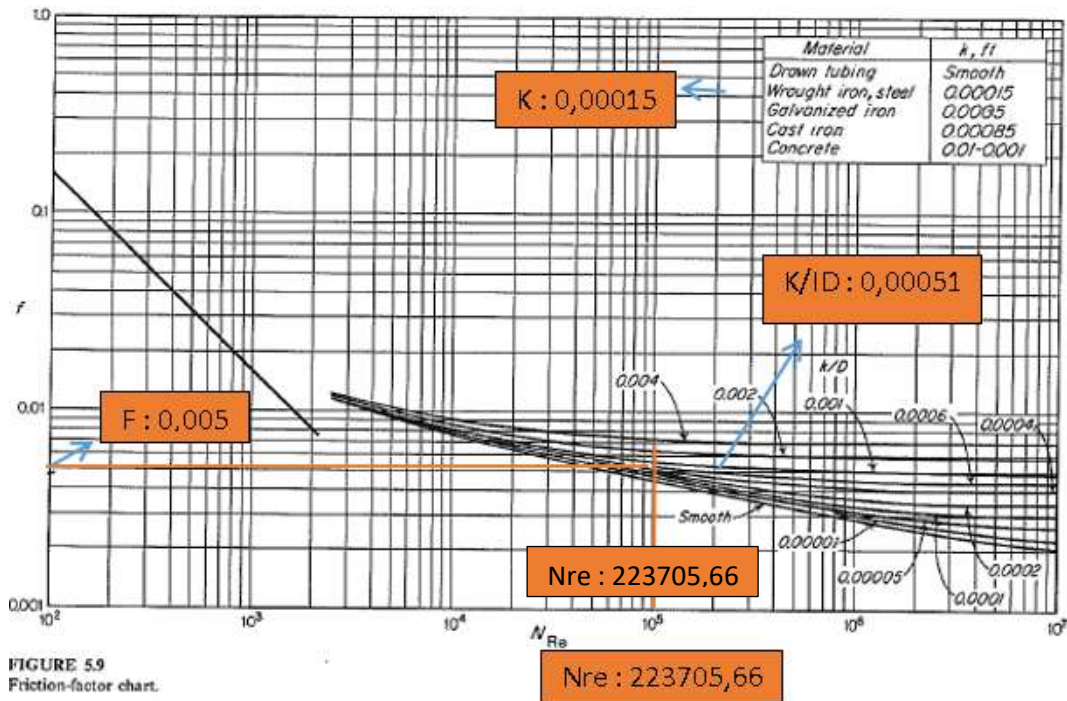


FIGURE 5.9
Friction-factor chart.

Sumber : Mc. Cabe. Fig. 5.9, hal. 99

$f = 0,005$ (Mc. Cabe. Fig. 5.9, Hal 99)

Masukkan ke rumus umum, sehingga :

$$h_{fsa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers. 5.56, Hal 104})$$

$$h_{fsa} = 1,26775 \text{ ft.lbf/lb}$$

where D_i and D_o are the inside and outside diameters of the annulus, respectively. The equivalent diameter of an annulus is therefore the difference of the diameters. Also, the equivalent diameter of a square duct with a width of side b is $4(b^2/4b) = b$.

The hydraulic radius is a useful parameter for generalizing fluid-flow phenomena in turbulent flow. Equation (5.7) can be so generalized by substituting $4r_H$ for D or $2r_H$ for r_w :

$$h_{fs} = \frac{\tau_w}{\rho r_H} \Delta L = \frac{\Delta p_s}{\rho} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{\bar{V}^2}{2g_c} \quad (5.56)$$

$$N_{Re} = \frac{4r_H \bar{V} \rho}{\mu} \quad \text{Mc} \quad (5.57)$$

• Rugi Gesek Akibat *Fitting* dan *Valve* (h_{ffa})

$$H_{ff} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers 5.67, Hal 107})$$

EFFECT OF FITTINGS AND VALVES. Fittings and valves disturb the normal flow lines and cause friction. In short lines with many fittings, the friction loss from the fittings may be greater than that from the straight pipe. The friction loss h_{ff} from fittings is found from an equation similar to Eqs. (5.59) and (5.65):

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{V}_a^2}{2g_c}$$

Mc.Cabe Hal 107

where K_f = loss factor for fitting

$\bar{V}_a$ = average velocity in pipe leading to fitting

Kf (gate valve) : wide open = 0,2

Jumlah valve = 1

$h_{ffa} = 0,142841203 \text{ ft.lbf/lb}$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

(Mc. Cabe, Tabel 5.1)

• Rugi Gesek Akibat *Fitting* dan *Valve* (h_{ffb})

$$h_{ff} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc. Cabe. Pers 5.67, Hal 107})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9$$

$$\text{Jumlah elbow} = 3$$

$$K_f (\text{globe valve}) = 10$$

$$\text{Jumlah valve} = 1$$

$$\text{Total } K_f = 11,8$$

Maka,

$$h_{ffb} = 11,8 \times 0,71 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 8,4276 \text{ ft.lbf/lb}$$

TABLE 5.1
Loss coefficients for standard
threaded pipe fittings†

Fitting	K_f
Globe valve, wide open	10.0
Angle valve, wide open	5.0
Gate valve	
Wide open	0.2
Half open	5.6
Return bend	2.2
Tee	1.8
Elbow	
90°	0.9
45°	0.4

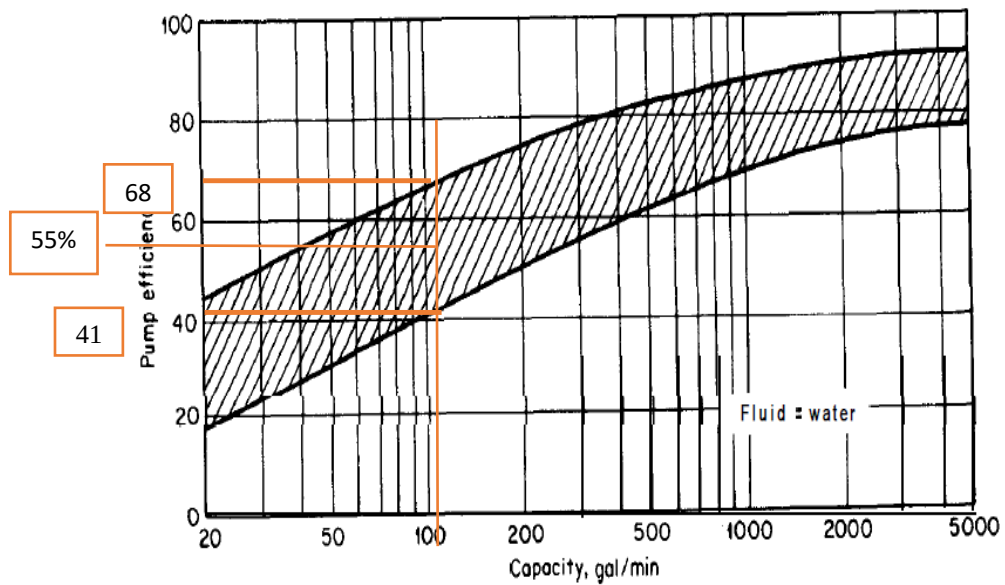
Maka jumlah rugi gesek pada pompa ini adalah :

$$h_f = h_{fsa} + h_{ffa} + h_{fsb} + h_{ffb}$$

$$h_f = 1,26775 + 0,142841 + 1,267746 + 9,0704$$

$$h_f = 11,7488 \text{ ft.lbf/lb}$$

6. Daya Pompa



$$pW_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$55\% W_p = 28,1488$$

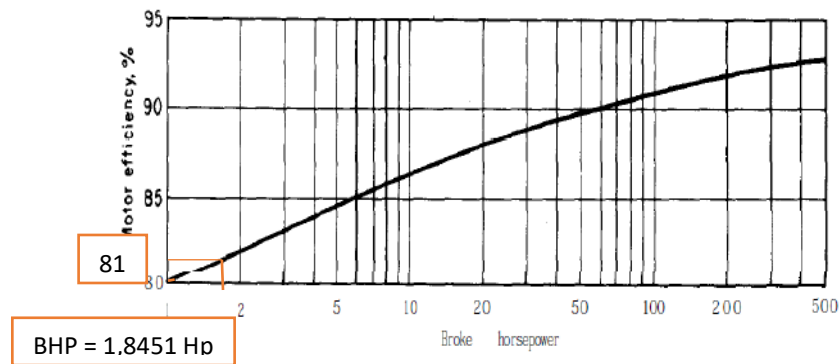
$$W_p = 51,180 \text{ ft.lbf/lb}$$

Maka, nilai dari Daya Pompa (BHP) adalah :

$$BHP = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$BHP = 2,3882 \text{ HP}$$

7. Daya Motor (MHP)



Sumber : Petter. Fig. 14.38, hal, 521

Dari grafik diatas, didapatkan nilai η sebesar

$$\eta = 0,81$$

Maka, nilai dari Daya Motor (MHP) adalah :

$$MPH = \frac{BHP}{\eta}$$

$$MHP = 2,9484 \text{ HP}$$

Kesimpulan:

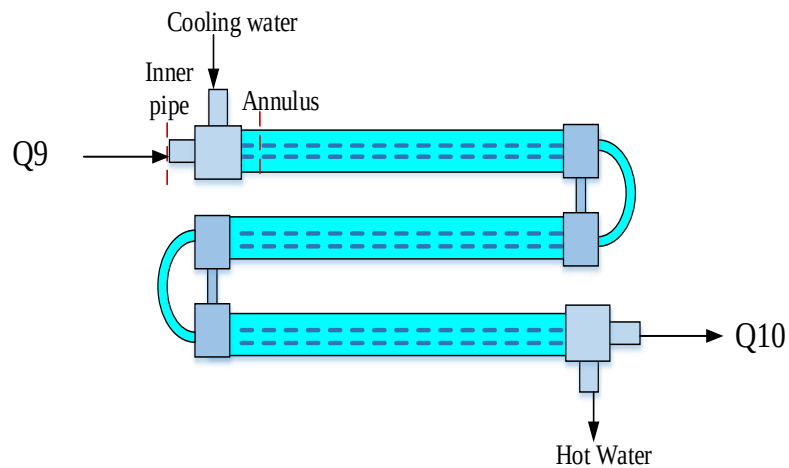
SPESIFIKASI	
Nama	Pompa
Kode	P-1
Jumlah	1 buah
Fungsi	Memompa hasil distilat ke cooler
Sifat Bahan	Tidak Korosif
Fasa Bahan yang dialirkan	Gas
DESAIN	
Gambar	
Tipe	
Laju Alir	41909,14 kg/jam
Daya	2,3882 Hp

3. Condensor (C-3135)

Fungsi : Mengubah fasa distilat dari gas menjadi cair sebelum masuk ke flash drum (FD-3073)

Tipe : Double Pipe Heat Exchanger

Gambar :



- **Fluida panas (keluaran distilat)**

Laju Alir (w) : 41909,14 kg/jam 92409,66 lb/jam
T masuk (T1) : 67 °C 152,6 °F
T keluar (T2) : 35 °C 95 °F

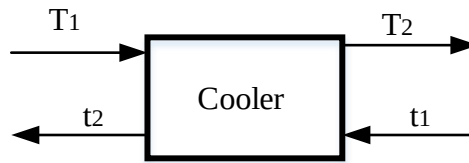
Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	41670,92	1302,22	0,994316	0,990	0,163454	6,621893
H ₂ O	18	238,23	13,23	0,005684	0,010	0,002646	4,91E-16
TOTAL		41909,14	1315,45	1	1	166,0996	6,621893

- **Fluida dingin (cooling water)**

Laju alir (w) : 42129,55 kg/Jam 92895,67 lb/jam
T masuk (t1) : 30 °C 86 °F
T keluar (t2) : 55 °C 131 °F

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
water	18	42129,55475	2340,53082	1	1	1,91	0,89
Total		42129,55475	2340,53082				

Doble pipe Heat Exchanger beroperasi secara *counter current* sehingga *driving force* berupa ΔLMTD akan tinggi sehingga transfer panas dapat berjalan dengan baik dan tidak membutuhkan luas transfer panas yang besar.



1. Neraca Panas

$$\begin{aligned} \text{Beban pemanas, } Q &= 1976831,499 \quad \text{Kj/jam} && (\text{Lampiran B}) \\ &= 18374,47 \quad \text{Btu/jam} \end{aligned}$$

2. Menghitung ΔT LMTD

	Fluida Panas °F		Fluida Dingin °F	selisih	Tc	tc
T ₁	152,6	t ₂	131	21,6	123,8	108,4
T ₂	95	t ₁	86	9		
			217	30,6		

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - T_2) - (t_1 - t_2)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

Sumber: Pers. 5.14, Hal. 89, DQ. Kern

$$= 14,39 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{57,6^\circ\text{F}}{45^\circ\text{F}} = 1,28$$

Pers. 5.14, Hal. 828, D.Q. Kern

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_2} = \frac{45^\circ\text{F}}{57,6^\circ\text{F}} = 0,78$$

Pers. 5.14, Hal. 828, D.Q. Kern

Sehingga

$$\Delta t = \text{LMTD} \times F_t$$

$$= 14,39 \times 0,65$$

$$= 9,35$$

3. Luas Area Perpindahan Panas, A

$$U_d = 75 \text{ Btu/jam.ft.F}$$

TABLE 8. APPROXIMATE OVERALL DESIGN COEFFICIENTS
Values include total dirt factors of 0.003 and allowable pressure drops of 5 to 10 psi on the controlling stream
Coolers

Hot fluid	Cold fluid	Overall U_D
Water	Water	250-500§
Methanol	Water	250-500§
Ammonia	Water	250-500§
Aqueous solutions	Water	250-500§
Light organics*	Water	75-150
Medium organics†	Water	50-125
Heavy organics‡	Water	5-75
Gases	Water	2-50¶
Water	Brine	100-200
Light organics	Brine	40-100

$$A = \frac{Q}{U_D \times LMTD}$$

D.Q. Kern, Pers. 7.42, Hal. 144

$$= \frac{18374,47 \text{ Btu/jam}}{75 \text{ Btu/jam ft}^2\text{°F} \times 9,35^\circ\text{F}}$$

$$= 26,18 \text{ ft}^2$$

Berdasarkan perhitungan diatas, didapatkan luas perpindahan panas (A) < 200 ft², maka digunakan tipe *double pipe* (Hal 120, D.Q. Kern).

compared with other types of equipment. However, the double pipe exchanger is of greatest use where the total required heat-transfer surface is small, 100 to 200 ft² or less.

Spesifikasi Double Pipe

Pemilihan ukuran *double pipe* berdasarkan Tabel 6.2, Hal. 110, D.Q. Kern.

TABLE 6.2. FLOW AREAS AND EQUIVALENT DIAMETERS IN DOUBLE PIPE EXCHANGERS

Exchanger, IPS	Flow area, in. ²		Annulus, in.	
	Annulus	Pipe	d_e	d'_e
2 × 1¼	1.19	1.50	0.915	0.40
2½ × 1¼	2.63	1.50	2.02	0.81
3 × 2	2.93	3.35	1.57	0.69
4 × 3	3.14	7.38	1.14	0.53

Berdasarkan Tabel 6.2, diperoleh spesifikasi perancangan *Heat Exchanger* tipe *Double Pipe* sebagai berikut:

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)							
Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40* 80†	0.269 0.215	0.058 0.036	0.106	0.070 0.056	0.25 0.32
1/4	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.54
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
3/4	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1 1/4	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.26	0.435	0.362 0.336	2.28 2.90
1 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.938	3.35 2.96	0.622	0.542 0.508	3.66 5.02
2 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6

Dengan spesifikasi pipa sebagai berikut (Tabel 11, Hal 844. kern, 1950)

Outer Pipe		Inner Pipe	
IPS (in)	2	IPS (in)	1 1/4
Sch No.	40	Sch No.	40
ID (in)	2,067	ID (in)	1,380
OD (in)	2,380	OD (in)	1,660
a" (ft ² /ft)	0,622	a" (ft ² /ft)	0,435

Annulus (cooling water)	Inner Pipe (Distilat)
4. Flow area, α_a $D_2 = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft}$ $D_1 = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$ $\alpha_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4}$ (Hal. 111, D.Q. Kern) $= \frac{3,14(2,067^2 - 1,66^2)}{4}$ $= 0,0082 \text{ ft}^2$	4. Flow area, α_p $D = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$ $\alpha_p = \frac{\pi D^2}{4}$ (Hal. 111, D.Q. Kern) $= \frac{3,14 (0,115 \text{ ft})^2}{4}$ $= 0,01 \text{ ft}^2$
5. Laju alir massa, G_a $G_a = \frac{W}{\alpha_a}$	5. Laju alir massa, G_p $G_p = \frac{W}{\alpha_p}$

$= \frac{92895,66 \text{ lb/jam}}{0,0082 \text{ ft}^2}$ $= 11227555,11 \text{ lb/jam ft}^2$ $= 1871259,185 \text{ lb/min ft}^2$	$= \frac{92409,6618 \text{ lb/jam}}{0,01 \text{ ft}^2}$ $= 8901271,41 \text{ lb/jam ft}^2$ $= 148354,524 \text{ lb/min ft}^2$
6. Bilangan Renold, N_{Rea} Pada $T_c = 123,8^\circ \text{F}$ $\mu = 0,01 C_p \times 2,42 \frac{\text{lb/ft.jam}}{C_p}$ $= 0,0242 \text{ lb/ft jam}$ $D_{\text{ea}} = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$ <i>Pers. 7.4., Hal. 138, D.Q. Kern</i> $D_e = \frac{(0,029 \text{ ft}^2 - 0,019 \text{ ft}^2)}{0,1383}$ $= 0,0762 \text{ ft}$ $N_{\text{Re}} = \frac{D_{\text{ea}} \times G_a}{\mu_a}$ <i>(Hal. 114, D.Q. Ker)</i> $= \frac{(0,0762 \text{ ft} \times 11227555,11 \text{ lb/jam ft}^2)}{0,0242 \text{ lb/ft jam}}$ $= 35358046,31$	6. Bilangan Renold, N_{Rep} $\mu_{\text{camp}} = 0,68 \text{ Cp} = 1,667 \text{ lb/jam ft}$ $N_{\text{Rep}} = \frac{D \times G_p}{\mu}$ $= 614064,914$
7. $j_H = 1000$ <i>Fig. 24, Hal. 834, D.Q. Kern</i>	7. $j_H = 1000$ <i>Fig. 24, Hal. 834, D.Q. Kern</i>

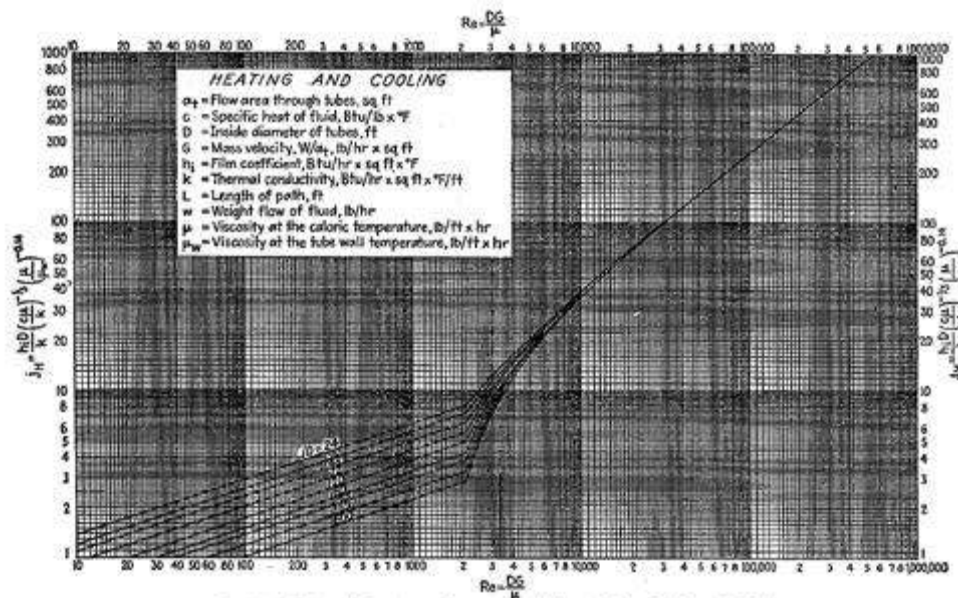


FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (Adapted from Sieder and Tate.)

8. konduktivitas termal

$$k_{\alpha} = 0,356 \text{ Btu/jamft}^2$$

(Tabel 4, Kern hal 801)

$$C_{\alpha} = 0,9 \text{ Btu/lb F}$$

(Fig 2, Hal 802 D. Q Kern)

$$\left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{0,021}{0,356}\right)^{1/3} = 0,02 \text{ ft}$$

8. Konduktifitas termal

$$K = 0,154 \text{ Btu/lb.F}$$

(Tabel 4, kern 801)

$$C = 0,72 \text{ Btu/lb.F}$$

(Fig 2, Hal 802 D. G Kern)

$$\left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1,2}{0,154}\right)^{1/3} = 2,597 \text{ ft}$$

9. Outside Film Coefficien, H_{α}

$$h_o = j_H \frac{k}{De} \left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 10,05 \text{ Btu/jam ft}^{\circ}\text{F}$$

9. Inside Film Coefficien, h_{ip}

$$\begin{aligned} h_i &= j_H \frac{k}{D} \left(\frac{c_{\mu}}{k}\right)^{1/3} \\ &= 1000 \times \frac{0,154 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}}{0,115} \times 2,597 \\ &= 3478,956 \text{ Btu/jam}^{\circ}\text{F} \\ H_{i0} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ &= 2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2\text{F} \end{aligned}$$

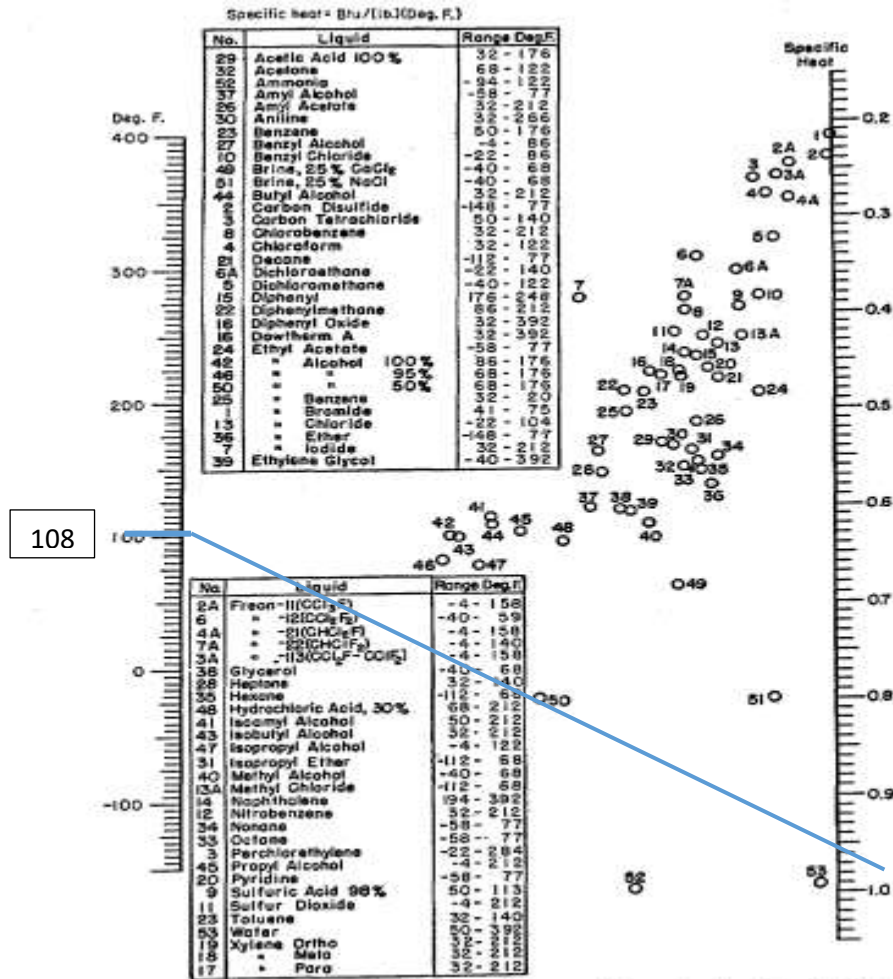
TABLE 4. THERMAL CONDUCTIVITIES OF LIQUIDS*

$$k = \text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F}/\text{ft})$$

A linear variation with temperature may be assumed. The extreme values given constitute also the temperature limits over which the data are recommended.

Liquid	$^\circ\text{F}$	k	Liquid	$^\circ\text{F}$	k
Acetic acid 100%.....	68	0.099	Heptyl alcohol (n-).....	86	0.094
50%.....	68	0.20	Hexyl alcohol (n-).....	167	0.091
Acetone.....	86	0.102		86	0.093
.....	167	0.095		167	0.090
Allyl alcohol.....	77-86	0.104	Kerosene.....	68	0.086
Ammonia.....	5-86	0.29		167	0.081
Ammonia, aqueous 26%.....	68	0.261	Lauric acid.....	212	0.102
.....	140	0.29	Mercury.....	82	4.83
Amyl acetate.....	80	0.093	Methyl alcohol 100%.....	68	0.124
Alcohol (n-).....	86	0.094	80%.....	68	0.134
.....	212	0.089	60%.....	68	0.130
.....	86	0.098	40%.....	68	0.234
.....	167	0.087	20%.....	68	0.284
Aniline.....	32-68	0.100	100%.....	122	0.114
Benzene.....	86	0.092	Chloride.....	5	0.111
.....	140	0.087		86	0.089
Bromobenzene.....	86	0.074	Nitrobenzene.....	86	0.095
.....	212	0.070		212	0.088
Butyl acetate (n-).....	77-86	0.085	Nitromethane.....	86	0.125
Alcohol (n-).....	86	0.097		140	0.120
(iso-).....	50	0.091	Nonane (n-).....	86	0.084
Calcium chloride brine 30%.....	86	0.32		140	0.082
15%.....	86	0.34	Octane (n-).....	86	0.083
Carbon disulfide.....	86	0.093		140	0.081
.....	167	0.085	Oils		
Tetrachloride.....	32	0.107	Castor.....	68	0.104
.....	154	0.094		212	0.100
Chlorobenzene.....	50	0.083	Olive.....	68	0.097
Chloroform.....	86	0.080		212	0.095
Cymene (para).....	86	0.078	Oleic acid.....	212	0.0926
.....	140	0.079	Palmitic acid.....	212	0.0835
Decane (n-).....	86	0.085	Paraldehyde.....	86	0.084
.....	140	0.083		212	0.078
Dichlorodifluoromethane.....	20	0.037	Pentane (n-).....	86	0.078
.....	50	0.033		167	0.074
.....	100	0.048	Perchloroethylene.....	122	0.092
.....	140	0.043	Petroleum ether.....	86	0.075
.....	180	0.038		167	0.073
Dichloroethane.....	122	0.082	Propyl alcohol (n-).....	86	0.099
Dichloromethane.....	5	0.111		167	0.095
.....	86	0.096	Alcohol (iso-).....	86	0.091
Ethyl acetate.....	68	0.101		140	0.090
Alcohol 100%.....	68	0.105	Sodium.....	212	49
80%.....	68	0.137		410	86
60%.....	68	0.176	Sodium chloride brine 25.0%.....	86	0.33
40%.....	68	0.234	12.5%.....	86	0.34
20%.....	68	0.281	Stearic acid.....	212	0.0786
100%.....	122	0.087	Sulfuric acid 90%.....	86	0.21
Benzene.....	86	0.086	80%.....	86	0.25
.....	140	0.082	30%.....	86	0.30
Bromide.....	68	0.070	Sulfur dioxide.....	5	0.128
Ether.....	86	0.080		86	0.111
.....	167	0.078	Toluene.....	86	0.056
Iodide.....	104	0.064		167	0.054
.....	167	0.063	β -trichloroethane.....	122	0.077
Ethylene glycol.....	32	0.153	Trichloroethylene.....	122	0.090
Gasoline.....	86	0.078	Turpentine.....	50	0.074
Glycerol 100%.....	68	0.164	Vaseline.....	50	0.106
80%.....	68	0.189	Water.....	32	0.330
60%.....	68	0.220		86	0.350
40%.....	68	0.259		140	0.381
20%.....	68	0.278		179	0.398
100%.....	212	0.164	Xylene (ortho-).....	68	0.090
Heptane (n-).....	86	0.081	(meta-).....	68	0.090
.....	140	0.079			
Hexane (n-).....	86	0.080			
.....	140	0.078			

(Tabel 4, Kern hal 801)



(Fig 2, Hal 802 D. Q Kern)

10. Clean Overall Coefcient, U_c

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Hal. 106, D.Q. Kern})$$

$$= \frac{2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 95,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{2899,13 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} + 95,26 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 92,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

11. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

$$= \frac{92,231 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} - 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}{92,231 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 50 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$= 0,0091 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$$

12. Required Surface

- External Surface / linft

$$a'' = 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

- Required Length

$$L = \frac{A}{a''} = \frac{26,1885 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} \\ = 60,02 \text{ ft}$$

Digunakan panjang pipa efektif *Double Pipe Heat Exchanger* yaitu 20 ft (Hal. 103, D.Q. Kern)

Double pipe exchangers are usually assembled in 12-, 15-, or 20-ft effective lengths, the effective length being the distance in *each* leg over which heat transfer occurs and excludes inner pipe protruding beyond the exchanger section. When hairpins are employed in excess of 20 ft in

$$\begin{aligned} \text{Banyaknya hairpin yang digunakan} &= \frac{\text{panjang pipa yang dibutuhkan}}{2 \times \text{panjang pipa}} \\ &= \frac{60,2 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\ &= 3 \end{aligned}$$

Maka hairpin yang digunakan adalah 1 buah

13. Actual Design Overall Coefficient (U_d aktual)

Actual Surface, A_s = Required Length x a''

$$= 60,02 \text{ ft} \times 0,435 \text{ ft}$$

$$= 26,18 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{A \times \Delta t} = \frac{18374,47}{244,99} \\ &= 75 \frac{\text{Btu}}{\text{jam}} \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \dots \dots \dots \text{memenuhi} \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Annulus (Cooling water)	Inner Pipe (Distilat D-3181)
1. Actual Dirt Factor (R_d aktual)	1. $R_{ep} = 614064,91$
$D_e' = (D_2 - D_1)$	$F = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{D G_p}{\mu}\right)^{0,42}}$
$= 0,034 \text{ ft}$	$= 0,0044$
$R_{e'a} = \frac{D_e G_a}{\mu}$	$S = 0,81$
$= \frac{381736,87}{0,0242}$	$\rho = 62,5 \times 0,81$
$= 15774250,98$	$= 50,62$

$F = 0,0035 + \frac{0,264}{\left(\frac{D G_a}{\mu}\right)^{0,42}}$ (Pers 3.47b, kern) $= 0,00375$ $S = 1$ $\rho = 62,5 \times 1$ $= 62,5$	
2. $\Delta f_a = \frac{4 f G_a 2L}{2g\rho^2 D e}$ $G = 32,247 \text{ lb/ft}^3$ $= \frac{4 \times 0,0037 \times 187125,91 \frac{\text{lb}}{\text{min ft}^2} \times 2 \times 39,133 \text{ ft}}{2 \times 32,247 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (62,5)^2 \times 0,034 \text{ ft}}$ $= 0,05 \text{ ft}$	2. ΔF_p $\Delta F_p = \frac{4 f G_p 2L}{2g\rho^2 D}$ $= \frac{4 \times 0,0044 \times 148354,52 \frac{\text{lb}}{\text{min ft}^2} \times 2 \times 39,133 \text{ ft}}{2 \times 32,247 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times (50,62)^2 \times 1,38 \text{ ft}}$ $= 0,701 \text{ ft}$
3. V $V = \frac{Ga}{3600\rho}$ $= \frac{1871259,1 \text{ lb/min ft}^2}{3600 \times 62,5}$ $= 0,8316 \text{ ft/s}$	3. ΔP_p $\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \rho}{144}$ $= \frac{0,455 \times 50,62}{144}$ $= 0,24 \text{ Psi}$
4. ΔF_1 $\Delta F_1 = 2 \left(\frac{Va^2}{2g} \right)$ $= 2 \left(\frac{0,691}{2 \times 32,247 \text{ lb/ft}^3} \right)$ $= 0,02144 \text{ ft}$ $\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_1)\rho}{144}$ $= \frac{(0,0779 + 0,02144) \times 62,5}{144}$ $= 0,031 \text{ Psi}$	

Kesimpulan

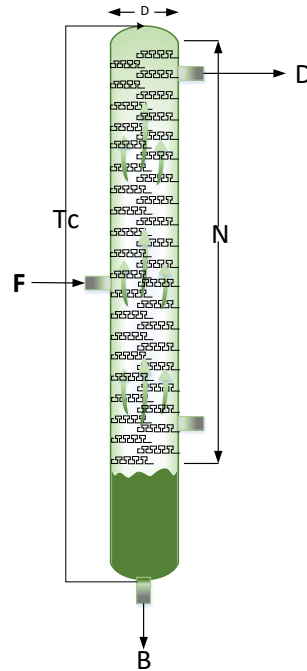
SPESIFIKASI	
Nama	Condensor
Kode	C-3135
Jumlah	1 unit
Fungsi	Mendinginkan hasil distilat sebelum masuk ke flash drum (FD-3073)
Sifat bahan	Tidak Korosif
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Doble pipe Heat Exchanger</i>
Gambar	
Material	<i>Stainless steel (austenitic) AISI Tipe 316</i>
Panjang Pipa	20 ft
Hairpin	1 buah
Design Overall Coefficient, U_d	$75 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Clean Overall Coefficient, U_c	$92,23 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$
Surface, A	$17,02 \text{ ft}^2$
Dirt Factor, R_d	$0,0091 \text{ Btu/jam } ^\circ\text{F}$
Annulus	<i>Cooling Water</i>
Inner Pipe	<i>Distilat D-3181</i>

<i>Outer Pipe</i>		<i>Inner Pipe</i>	
<i>IPS (in)</i>	2	<i>IPS (in)</i>	1,25
<i>Sch No.</i>	40	<i>Sch No.</i>	40
<i>ID (in)</i>	2,067	<i>ID (in)</i>	1,38
<i>OD (in)</i>	2,38	<i>OD (in)</i>	1,66
<i>a" (ft²/ft)</i>	0,622	<i>a" (ft²/ft)</i>	0,435
ΔP_a (psi)	0,07	ΔP_p (psi)	0,001

4. Kolom Destilasi(DC-3102)

Fungsi : Memisahkan CH₃OH (metanol) dengan H₂O (Air)

Gambar :



Data :

T in : 80 °C

Tekanan : 1 atm

T ditilat : 67 °C

T bottom : 102 °C

- Komposisi umpan (F) masuk menara distilasi :

$$T = 80^{\circ}\text{C} = 353^{\circ}\text{K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	42091,84	1315,37	0,638583	0,498	0,078326	0,145183
H ₂ O	18	23822,58	1323,48	0,361417	0,502	0,127391	0
TOTAL		65914,41	2638,85	1	1,000	0,205717	0,145183

- Komposisi distilat (D) keluar menara distilasi :

$$T = 67^{\circ}\text{C} = 340^{\circ}\text{K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	41670,92	1302,22	0,994316	0,990	0,163454	6,621893
H ₂ O	18	238,23	13,23	0,005684	0,010	0,002646	4,91E-16
TOTAL		41909,14	1315,45	1	1	166,0996	6,621893

- Komposisi Bottom (B) keluar menara distilasi :

$$T = 102^\circ \text{ C} = 375^\circ \text{ K}$$

$$P = 760 \text{ mmHg} = 1 \text{ atm}$$

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	% berat	% mol	ρ mix (kg/m ³)	μ mix
CH ₃ OH	32	420,92	13,15	0,017534	0,009939	0,001641	0,066486
H ₂ O	18	23584,35	1310,24	0,982466	0,990061	0,260354	4,83E-14
Total		24005,27	1323,40	1	1	261,9951	0,066486

Diketahui laju alir :

Feed (F) : 65914,41 Kg/jam , 2638,85 Kmol/jam

Distilat (D) : 41909,14 Kg/jam, 1315,45 Kmol /jam

Bottom (B) : 24005,27 Kg/jam, 1323,40 Kmol/jam

Diketahui :

$$R_{\text{operasi}} = 1,6$$

$$\frac{L_n}{D} = R \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-4 Harker, Hal 152})$$

$$L_n = R \times D$$

$$= 1,6 \times 1315,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam}$$

$$V_n = L_n + D \dots\dots\dots(\text{Pers. 5-5 Harker, Hal152})$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam} + 1315,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 2938,16 \text{ Kmol/jam}$$

$$L_m = L_n + F$$

$$= 2153,6 \text{ Kmol/jam} + 2638,85 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 4792,45 \text{ Kmol/jam}$$

$$V_m = L_m - B$$

$$= 4792,45 \text{ Kmol/jam} - 1323,40 \text{ Kmol/jam}$$

$$= 3469,05 \text{ Kmol/jam}$$

The internal flow rates are calculated from a series of mass balances:
In the rectifying section,

$$L_n/D = R \quad (5-4)$$

$$V_n = L_n + D \quad (5-5)$$

(Pers. 5-4 sd 5-5 Harker, Hal 152)

In the stripping section, as the feed is a liquid at its boiling point,

$$L_m = L_n + F \quad (5-6)$$

and

$$V_m = L_m - W \quad (5-7)$$

The overall balance is given by

$$F = D + W \quad (5-8)$$

where L_n, L_m = liquid flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],
 V_n, V_m = vapour flows in the rectifying and stripping sections respectively (mol/hr) [kmol/s],
 F = feed rate (mol/hr) [kmol/s],
 D = top product removal rate (mol/hr) [kmol/s],
 W = bottom product removal rate (mol/hr) [kmol/s].

(Pers. 5-6 sd 5-8 Harker, Hal 153)

1. Menentukan Jumlah Stage

a. Relative Volatility / Efisiensi Tray

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Pers. 4.6 BackHusrt Halaman 119})$$

$$\alpha_{\text{Feed}} = 1,402738$$

$$\alpha_{\text{Distilat}} = 1,436501$$

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{Bottom}} &= 1,370302 \\ \alpha_{\text{avg DB}} &= (\alpha_D \times \alpha_B)^{0,5} \\ \alpha_{\text{avg DB (LK)}} &= 1,4030111\end{aligned}$$

b. Menentukan Stage Minimum

Pers. 11-58, hal 524 . Coulson

$$N_m = \frac{\log \left[\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_d \left[\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_b}{\log \alpha_{LK}} \quad (11.58)$$

	Distilat	Bottom	Feed
X_{LK}	1,0	0,0099394	0,4985
X_{HK}	0,0	0,9900606	0,5015

$$\text{Log } \alpha_{\text{avg DB}} = 0,147$$

$$N_m = \frac{\log(98,39)(99,61)}{0,147}$$

$$N_m = 27,14$$

c. Menentukan Reflux Minimum (Underwood)

Persamaan 11.60-61, hal 525 . Coulson

$$\sum \frac{\alpha_i x_i}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1$$

Keterangan :

α_i = relative voatilitas

R_m = Refux minimum

$X_{i,d}$ = konsentrasi komponen distilat

Komponen	α_{top}	α_{bottom}	α_{avg}
CH ₃ OH	1,436501249	1,3703028	1,403402015
H ₂ O	1	1	1

komponen	α_{avg}	$X_{i,D}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i,D}$	$\alpha_{\text{avg}} \times X_{i,D} / (\alpha_i - \theta)$
CH ₃ OH	1,403402015	0,989939	1,389282374	0,361378016
H ₂ O	1	0,010061	0,010061009	0,002923862

total				0,364301878
-------	--	--	--	-------------

$$R_m = 1,3$$

$R_{operasi}$ berkisar antara 1,2 - 1,5 R_m (Geankoplis Halaman 660)

$$R_{operasi} = 1,63$$

d. Penentuan Jumlah Stage ideal (gilliland)

Coulson Fig 11.11 halaman 524

$$\frac{R}{R+1} = \frac{1,63}{2,63} = 0,62$$

$$\frac{R_m}{R_m+1} = \frac{1,36}{2,3} = 0,57$$

$$\frac{N_m}{N} = 0,55$$

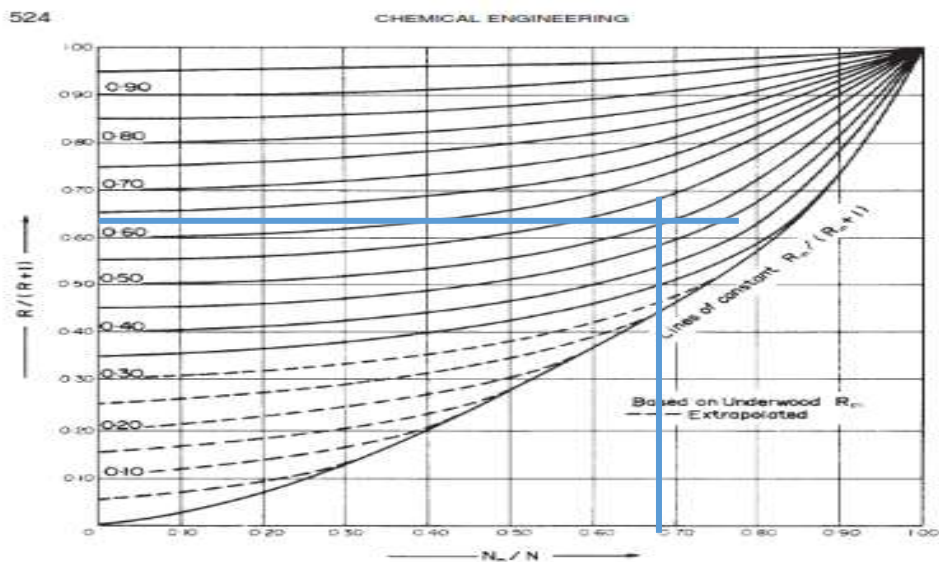


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

$$N = 39,91$$

e. Menentukan efisiensi plate

$$\alpha_{avg} = 1,40$$

$$\mu_{camp} = 0,14$$

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{avg}} \times \mu_{\text{camp}} &= 0,2 \\ E_0 &= 85\% \\ N_{\text{aktual}} &= 46,95 \\ &= 47 \text{ stage}\end{aligned}$$

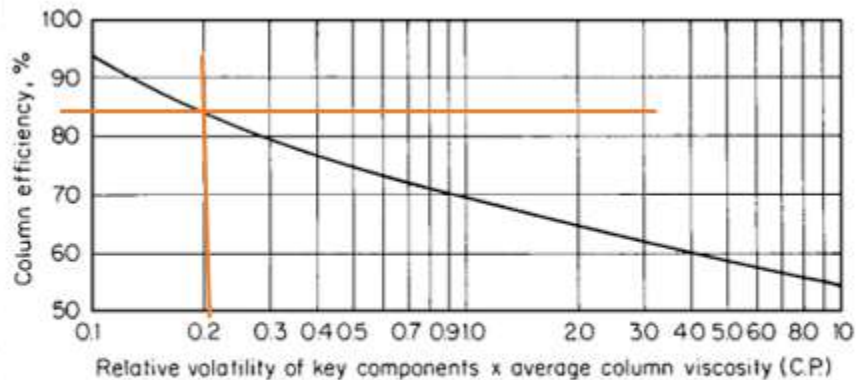


FIGURE 8.16 Column efficiency as a function of average column viscosity and relative volatility.

Menentukan letak plate upan (*Kirbride*)

Coulson Persamaan 11.62 Halaman 526

Feed-point location

A limitation of the Erbar-Maddox, and similar empirical methods, is that they do not give the feed-point location. An estimate can be made by using the Fenske equation to calculate the number of stages in the rectifying and stripping sections separately, but this requires an estimate of the feed-point temperature. An alternative approach is to use the empirical equation given by Kirkbride (1944):

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0.206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left(\frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right] \quad (11.62)$$

where N_r = number of stages above the feed, including any partial condenser,

N_s = number of stages below the feed, including the reboiler,

B = molar flow bottom product,

D = molar flow top product,

$x_{f,HK}$ = concentration of the heavy key in the feed,

$x_{f,LK}$ = concentration of the light key in the feed,

$x_{d,HK}$ = concentration of the heavy key in the top product,

$x_{b,LK}$ = concentration of the light key if in the bottom product.

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{x_f \cdot H_k}{x_f \cdot L_k} \right) \left(\frac{x_b \cdot L_k}{x_d \cdot H_k} \right)^2 \right]$$

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,0021$$

$$\left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 1,0049$$

$$N_r = 1,0049 N_s$$

$$N_r + 2N_s = N$$

$$1,0049 N_s + 2N_s = 47$$

$$N_s = 23,41$$

$$N_s = 23$$

f. Menentukan Dimensi Kolom

Diameter Puncak Kolom

Komponen	x_{iD}	BM (kg/kmol)	BM.Xd
CH ₃ OH	0,99	32	31,678048
H ₂ O	0,01	18	0,1810982
Total	1,00		31,859146

Densitas Uap Cair campuran Destilat

$$P = 1 \text{ atm}$$

$$T = 341,15 \text{ K}$$

Komponen	y	ω_i	T _{ci}	P _{ci} (bar)	$\omega_i.y_i$	T _{ci.yi} (K)	P _{ci.yi}
Ch ₃ OH	0,989	0,566	512,58	80,96	0,5601	507,194	80,109
H ₂ O	0,007	0,345	657,13	220,55	0,0024	4,600	1,544
Total					0,562	511,795	81,653

$$T_r = \frac{T}{T_c} = \frac{341^\circ K}{511,79^\circ K}$$

$$= 0,66^\circ K$$

$$P_r = \frac{P}{P_c} = \frac{1}{81,65}$$

$$= 0,012 \text{ atm}$$

$$B_0 = 0,083 - (0,422/T_r^2)$$

$$= -0,724$$

$$B_1 = 0,139 - (0,172/Pr^2)$$

$$= -0,8$$

$$B = B_0 + \omega B_1$$

$$= -1,177$$

$$R = 82,06 \text{ cm}^3 \text{ atm/mol K}$$

$$Z = 1 + \frac{B \cdot Pc}{R \cdot Tc} \times \frac{Pr}{Tr} = 1 + \frac{-1,177 \times 81,653}{82,06 \times 511,795} \times \frac{0,012}{0,66}$$

$$= 0,999$$

$$\rho_v = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T} = \frac{1 \times 31,85}{0,999 \times 82,06 \times 341}$$

$$= 0,00113 \text{ g/cm}^3$$

$$= 1,13808 \text{ kg/m}^3$$

Menghitung liquid-vapor flow factor (FLV)

$$FLV = \frac{L}{V} \times \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \frac{68612,06 \text{ kg/jam}}{93607,57 \text{ kg/jam}} \times \sqrt{\frac{1,13808 \text{ kg/m}^3}{166,09 \text{ kg/m}^3}}$$

$$= 0,06$$

(iii) Flow parameter

$$F_{lv} = (L/V)(\rho_v/\rho_L)^{0.5}$$

(6-21)

(Process Plant Design, Harker, Pers. 6-21 dan 6-23, hal 175)

Menghitung kecepatan volumetrik cairan dan uap

$$Q_L = L/\rho_L = \frac{68612,06 \text{ kg/jam}}{166,09 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 431,07 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,114 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\begin{aligned}
 Q_v = V/\rho_v &= \frac{93607,57 \text{ kg/jam}}{1,13808 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 82249,91 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 22,84 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Menghitung konstanta flooding

$$C_f = \left(a \log \left(\frac{1}{Flv} + \beta \right) \times \left(\frac{\sigma}{0,2} \right)^{0,2} \right)$$

$$\text{Tray spacing (t)} = 0,3 \text{ m}$$

$$\alpha = 0,03405$$

$$\beta = 0,02412$$

$$\begin{aligned} \text{Tegangan Permukaan} &= 18,517 \text{ dyne/cm} \\ &0,185168555 \text{ dyne/m} \end{aligned}$$

$$C_f = 0,102315247$$

Menentukan Kecepatan Velocity Flooding (Vf)

$$V_f = C_f \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5} = 1,314659746 \text{ m/s}$$

$$\% \text{kec. Flooding} = 80\%$$

Kecepatan uap pada umumnya 70 – 90% dari kecepatan flooding
(Coulson, 1983, hal.459)

untuk perancangan diambil $V_{\text{aktual}} = 80 \% V_f$.

$$V_{\text{aktual}} = 1,051727797 \text{ m/s}$$

Menghitung luas permukaan aktif (An)

$$A_t = Q_v/V_{\text{aktual}} = 21,72349119 \text{ m}^2$$

$$\text{Weir length (W)} = 0,7 D$$

$$\text{Downspot} = 8,81\%$$

$$\text{Luas area (At)} = 23,82222962 \text{ m}^2$$

Pemilihan Tray

Digunakan *single tray double* dengan segmental Downcomer. *Single cross flow tray* digunakan untuk laju alir liquid 50 – 500 g.p.m (0.003 – 0,03 m/s) (*Process Plant Design, Harker, hal 169*).

The crossflow tray is most commonly used and is simple and economic in construction, and is used for liquid flow rates of approximately 50–500 g.p.m. [0.003–0.03 m³/s] and gives high plate efficiencies.

(*Process Plant Design, Harker, hal 169*)

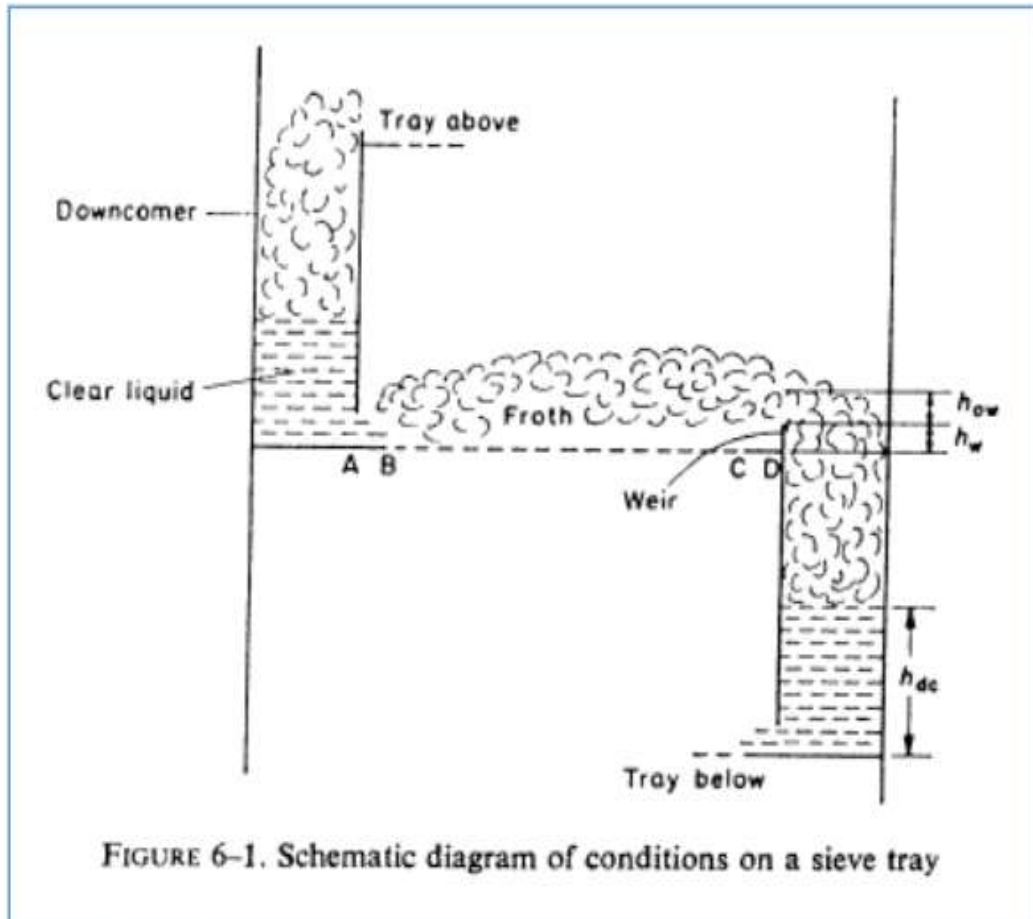
Untuk jenis tray ini mempunyai konfigurasi (Pers. 6-27, Harker, hal 175) :

- Area downcomer (A_d) = 0,12 A_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Weir length (L_w) = 0,77 D_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Net area (A_n) = 0,88 A_t (Pers. 6-27, Harker, hal 175)
- Weir height (h_w) = 50 mm (Harker, hal 180)
- Hole diameter = 0,1875 in = 4,6725 mm (Harker, hal 180)
- Tray thickness = 0,074 in = 1,88 mm (Harker, hal 180)

(vii) Tabulation of Tower Areas

$$\begin{aligned}\text{Area of tower } A_t &= \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\ \text{Downcomer area } A_d &= 0.12 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\ \text{Net area } A_n &= 0.88 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\ \text{Active area } A_a &= (A_t - 2A_d) & (6-27) \\ &= 0.76 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2 \\ \text{Hole area } A_h &= 0.10 A_t = \dots \text{ ft}^2 \dots \text{ m}^2\end{aligned}$$

(*Process Plant Design, Harker, Pers. 6-27 hal 175*)



(Skema Kondisi dalam sieve tray, *Process Plant Design*, Harker, Fig. 6-1 hal 163)

Jenis tray yang digunakan adalah jenis sieve tray dengan pertimbangan:

- Lebih ringan, murah dan pembuatannya lebih mudah.
- Kapasitas uap dan cairannya lebih besar.
- Pressure drop lebih rendah, efisiensi tinggi.
- Biaya perawatan murah, karena mudah dibersihkan dan konstruksinya sederhana.

(Santosa, 1995)

Menghitung diameter kolom

$$D = \sqrt{\frac{4 \times Ac}{\pi}}$$

2,52435529 m
170,8661 in
14,23885 ft

Menentukan Jenis Aliran (Flow Pattern)

$$Q_{LB} = \frac{L_{wB}}{\rho_{LB}}$$

$$\begin{aligned} L_w &= -19821,93669 \quad \text{kg/jam} \\ &= -5,506093524 \quad \text{kg/detik} \\ \rho_{liquid} &= 261,9951417 \quad \text{kg/m}^3 \\ Q_{LB} &= -0,021016014 \quad \text{m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Puncak Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{l}\right)}{\rho_v \times (\rho_i - \rho_v)}$$

Keterangan :

V_w : laju massa gas per luas permukaan kolom, $\text{kg/m}^2 \text{ s}$
 F_p : packing factor = 56
 μ_1 : viskositas cairan, N.s/m^2
 ρ_i : densitas cairan campuran
 ρ_v : densitas uap campuran

$$\begin{aligned} \mu \text{ destilat} &: 6,621893 \quad C_p \\ &0,006622 \quad \text{N.s/m}^2 \\ \rho \text{ cairan campuran} &: 166,0996 \\ \rho \text{ uap campuran} &: 1,138087 \\ K_4 &: 2 \\ V_w &: 0,868253 \quad \text{Kg/m}^2\text{s} \\ k_4 \text{ (pl-pv)} &: 329,923 \\ F_p &: 56 \\ 13,1 \text{ fp (u/u)}^{0,1} &: 266,3917 \\ V_w &: 1,112874 \end{aligned}$$

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (Ac)

$$\begin{aligned} V &: 9,014368 \quad \text{kg/s} \\ A_c &: 8,100081 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

Diameter kolom

$$D : 3,212254 \quad \text{m}$$

Menghitung Superficial Mass Flow Kolom Dasar Destilasi

$$K_4 = \frac{13,1 \times (V_w)^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_l}{l}\right)}{\rho_v \times (\rho_i - \rho_v)}$$

Keterangan :

V_w : laju massa gas per luas permukaan kolom, kg/m² s

F_p : packing factor = 56

μ_l : viskositas cairan, N.s/m²

ρ_i : densitas cairan campuran

ρ_v : densitas uap campuran

μ residu	:	0,066486276	Cp
		6,64863E-05	N. s/m ²
ρ cairan campuran :		261,9951417	Kg/m ³
ρ uap campuran :		1,138087129	Kg/m ³
k_4	:	2	
F_p	:	56	
$k_4 \times (\rho_l - \rho_v)$	:	521,7141092	
$13,1 \times F_p \times (\mu_l / l)^{0,1}$	:	160,6583121	
V_w^*	:	1,802041096	

Column area yang dibutuhkan untuk pemisahan (A_c)

V	:	9,014368485	kg/s
A_c	:	5,00231016	m ²

Diameter kolom

D	:	2,52435529	m
-----	---	------------	---

Menghitung tebal shell dan head kolom

Menghitung tebal shell puncak kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

F	:	12650	psi
E	:	0,85	
C	:	0,02	in
R_i	:	85,43305	in
$P_{operasi}$	:	1	atm
		14,69	psia

Faktor keamanan : 110%

P perancangan : 16,159

Tebal silinder (ts)

$$T_s = \frac{P \times r i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

t_s : 0,1485058 in

t_s standar : 0,1875

Menghitung tebal head kolom

Menghitung tebal head puncak

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$T_h = \frac{PD}{2SE - 0,2P}$$

T_h = 0,1367341

th standar = 0,625

OD = ID + 2ts = 171,2411 in

OD standar = 192 in

Icr = 11,5 in

Rc = 170 in

Menghitung Tinggi Kolom Destilasi (DC-3102)

Menghitung tinggi head puncak

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf
2 in

sf = 2 in

a = ID/2 = 85,43305 in

AB = a - icr = 73,93305 in

BC = rc - icr = 158,5 in

$b = r \sqrt{BC^2 - AB^2}$ = 29,799593 in

OA = th + b + sf = 32,424593 in

= 0,823584 m

Menghitung tebal shell dasar kolom

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon steel

F : 12650
 E : 0,85
 C : 0,002
 Ri : 1,26217765
 P operasi : 1 atm
 14,69 Psia
 Faktor keamanan : 110%
 P perancangan : 16,159 Psia
 tebal shell (ts)

$$T_s = \frac{P \times r_i}{f \times E - 0,6 \times P} + c$$

 ts : 0,1485058
 ts standar : 0,1875

Menghitung tebal head dasar

Bahan yang digunakan adalah Carbon steel SA-283 grade D

$$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$$

OD = ID + 2ts = 171,2411
 OD standar = 192
 I_{cr} = 11,5
 R_c = 170

Menghitung tinggi head dasar kolom

Dari Tabel 5.11 Brownell hal 94 dengan tebal head 0,1875 in diperoleh nilai sf 2 in

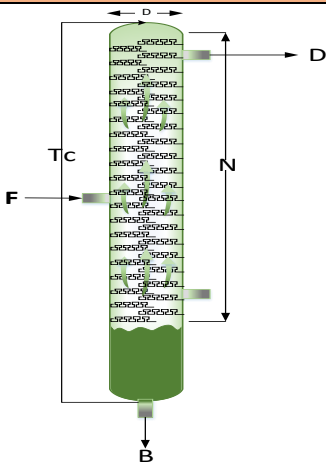
sf = 2 in
 a = ID/2 = 1,26217765 in
 AB = a - icr = -10,2378224 in
 BC = rc - icr = 158,5 in
 $b = r \sqrt{BC^2 - AB^2} = 29,799593$ in

$$\begin{aligned}
 OA = th + b + sf &= 32,424593 \quad \text{in} \\
 &= 0,823584 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Menghitung tinggi kolom destilasi

$$\begin{aligned}
 H &= OA \text{ puncak} + OA \text{ dasar} + (N \text{ tray} \times \text{tray spacing}) \\
 &= 79,549186 \quad \text{in} \\
 &= 1,944116 \quad \text{m} \\
 &= 16,347168 \quad \text{m} \\
 &= 17 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Kesimpulan :

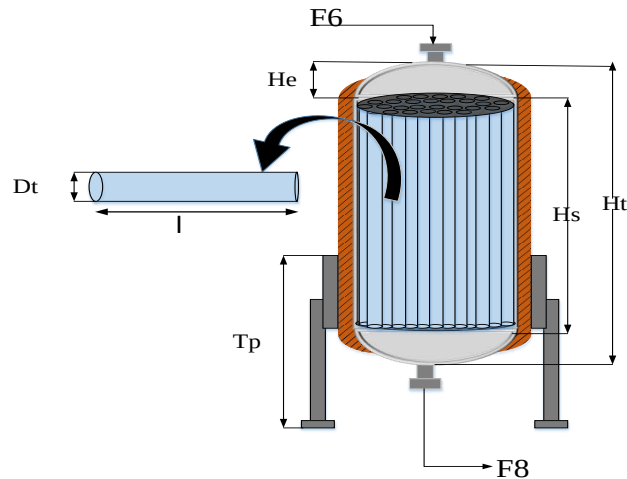
SPESIFIKASI	
Nama	Kolom Destilasi
Kode	DC-3102
Jumlah	1 unit
Fungsi	Memisahkan metanol dan air
Sifat bahan	Volatil
Fasa bahan	Cairan
DATA DESIGN	
Gambar	
Tipe	Tray column
Bahan konstruksi	Carbon Steel Grade D
Temperatur	67°C
Diameter	2,5 m
Tinggi kolom distilasi	16 m
Tray space	0,3m
Jumlah tray	47 stage
Tinggi elipsoidal head	0,82m
Tebal tangki	0,13in

5. Methanol Reactor (R- 2041)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrogenasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (metanol)

Tipe : Methanol Reaktor *PFR Multi Tube*

Gambar :



Data :

- Laju alir umpan, m : 71003,58 Kg/jam
- Laju alir molar, C_{AO} : 5836,14 Kmol/jam
- Densitas umpan, ρ : 66 kg/m³
- Temperatur, T : 284°C
- Tekanan, P : 76,8 atm
- Waktu tinggal, τ : 16 menit

1. Volume reaktor

Diasumsikan aliran dalam reaktor adalah aliran *plug flow*, maka volume reaktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{V_R}{F_{AO}} = \frac{\tau}{C_{AO}}$$

Keterangan :

V_R = Volume reaktor (m³/jam)

F_{AO} = Laju alir molar umpan (Kg/jam)

C_{AO} = Konsentrasi umpan (mol/m^3)

Maka,

$$V_R = \frac{F_{AO} \times \tau}{C_{AO}}$$

- Laju alir volumetrik, $V_r = \frac{mb}{\rho}$

$$V_r = \frac{71003,58 \text{ kg/jam}}{66 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_r = 1071,86 \text{ m}^3/\text{jam}$$

- Konsentrasi umpan, C_{AO}

$$C_{AO} = \frac{F_{AO}}{V_r}$$

$$= 5,444 \text{ mol/m}^3$$

$$V_R = \frac{5836,14 \text{ Kmolel/jam} \times 0,266 \text{ jam}}{5,44 \text{ Kmolel/m}^3}$$

$$= 285,11 \text{ m}^3$$

2. Perancangan Reaktor

Faktor keamanan reaktor adalah 20%, maka:

$$V_r = \frac{285,11 \text{ m}^3}{0,8}$$

$$V_r = \text{m}^3 = 60255 \text{ galon}$$

- Dimensi reaktor

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times H_s \dots \dots \dots (H_s = 1,5D_r)$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_r^2 \times 1,5D_r$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3$$

- Volume Elipsoidal (V_e)

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times D_e^2 \times H_e \dots \dots \dots (H_e = 0,25D_e)$$

$$V_e = \frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3$$

- Diameter reaktor (Dr)

$$V_R = V_s + 2V_e$$

$$V_R = \left(\frac{\pi}{4} \times 1,5D_r^3\right) + \left(\frac{\pi}{6} \times 0,25D_e^3\right)$$

$$V_R = (1,308325D_r^3)$$

$$D_r = \sqrt[3]{\frac{V_r}{1,4404}}$$

$$D_r = 6,482 \text{ m} = 219,685 \text{ in}$$

- Tinggi Silinder (Hs)

$$\text{Tinggi selinder, } H_s = 1,5D_r = 9,723 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi elipsoidal, } H_e = 1/4D_r = 1,62 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total } H_s + H_e = 11,34 \text{ m}$$

Reaktor direncanakan diletakkan diatas kaki penyangga yang terbuat dari beton dengan tinggi 3 meter sehingga,

$$\text{Tinggi total} = H_t = 9,723 \text{ m} + 3 \text{ m} = 14,34 \text{ m}$$

- Tebal dinding tangki, t_d

$$t_d = \frac{PR}{SE-0,6P} + C \quad (\text{Walas, Tabel 18.4})$$

- Tekanan desain, P_d : 77,37 atm
- Jari-jari, R : 109,8425 in
- Allowable stress, S : 17625 Psi (walas tabel 18.4)
- Efisiensi pengelasan, E : 0,85 (petter, tabel4, hal 538)
- Faktor korosi yang diizinkan : 0,002 in/tahun (perry's Tabel 23-2)
- Lama tahun digunakan : 10 tahun

Maka,

$$t_d = \frac{1137,02 \text{ Psi} \times 109,8425 \text{ in}}{14918,25 \text{ Psi} - 46,422 \text{ Psi}} \times 0,002 \text{ in} \times 10 \text{ tahun}$$

$$= 0,167 \text{ in}$$

$$= 0,42 \text{ cm}$$

- Tebal dinding ellipsoidal, t_e

$$t_e = \frac{PD_t}{2SE-0,2P} + C$$

$$= \frac{16997,02 \text{ in}}{29735,096 \text{ Psi}} + 0,002 \text{ in/tahun}$$

$$= 0,574 \text{ in}$$

TABLE 18.3. Formulas for Design of Vessels under Internal Pressure^a

Item	Thickness t(in.)	Pressure P(psi)	Stress S(psi)	Notes
Cylindrical shell	$\frac{PR}{SE - 0.6P}$	$\frac{SEt}{R + 0.6t}$	$\frac{P(R + 0.6t)}{t}$	$t \leq 0.25D, P \leq 0.385SE$
Flat flanged head (a)	$D\sqrt{0.3P/S}$	$r^2 S / 0.3D^2$	$0.3D^2 P / r^2$	
Torispherical head (b)	$\frac{0.885PL}{SE - 0.1P}$	$\frac{SEt}{0.885L + 0.1t}$	$\frac{P(0.885L + 0.1t)}{t}$	$r/L = 0.06, L \leq D + 2t$
Torispherical head (b)	$\frac{PLM}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{LM + 0.2t}$	$\frac{P(LM + 0.2t)}{2t}$	$M = \frac{3 + (L/r)^{1/2}}{4}$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PD}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{D - 0.2t}$	$\frac{P(D + 0.2t)}{2t}$	$h/D = 4$
Ellipsoidal head (c)	$\frac{PDK}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{DK + 0.2t}$	$\frac{P(DK + 0.2t)}{2Et}$	$K = [2 + (D/2h)^2]/6, 2 \leq D/h \leq 6$
Hemispherical head (d) or shell	$\frac{PR}{2SE - 0.2P}$	$\frac{2SEt}{R + 0.2t}$	$\frac{P(R + 0.2t)}{2t}$	$t \leq 0.178D, P \leq 0.885SE$
Toriconical head (e)	$\frac{PD}{2(SE - 0.6P) \cos \alpha}$	$\frac{2SEt \cos \alpha}{D + 1.2t \cos \alpha}$	$\frac{P(D + 1.2t \cos \alpha)}{2t \cos \alpha}$	$\alpha \leq 30^\circ$

^aNomenclature: D = diameter (in.), E = joint efficiency (0.5–1.0), L = crown radius (in.), P = pressure (psig), h = inside depth of ellipsoidal head (in.), r = knuckle radius (in.), R = radius (in.), S = allowable stress (psi), t = shell or head thickness (in.).
Note: Letters in parentheses in the first column refer to Figure 18.16.

(Walas Tabel 18.3, hal 649)

3. Keptuhan Katalis

- Densitas katalis, $\rho = 700 \text{ g/m}^3$
- Volume reaktor, $V_r = 356,39 \text{ m}^3$
- Jumlah katalis (m) yang diperlukan adalah

$$M_c = \frac{\rho}{V_r} = \frac{700}{356,39} = 1964,1 \text{ Kg}$$

4. Menghitung tinggi tumpukan katalis, Z

Diameter Reaktor = 6,482 m

perhitungan tinggi katalis adalah :

$$V_u = \frac{m_c}{\rho_{katalis}}$$

$$Z = \frac{4 \cdot m_c}{\pi D^2 \rho_{katalis}}$$

Keterangan :

Z = tinggi tumpukan katalis (m)

V_u = volume katalis (m^3)

M = massa katalis (kg)

ρ_{katalis} = densitas katalis (kg/m^3)

D_r = diameter reaktor (m)

$$Z = \frac{4 \times 1964,1 \text{ kg}}{3,14 \times 6,482^2 \times 700} = 302,98 \text{ m}$$

Tinggi tumpukan katalis keseluruhan = 302,98 m

Tinggi Reaktor = 9,144m

Tinggi tumpukan katalis per tub adlah $Z = 80\%$ dari tinggi tube

Maka, $z = 80\% \times 9,144\text{m} = 7,3152 \text{ m}$

Desain jaket isolator

- Tinggi jaket, H_j

Asumsi jarak jaket 5 in (Coulson, Hal 775)

$$H_j = H_c$$

$$= 9,075 \text{ m}$$

- Diameter luar jaket, D_j

$$D_j = D_r + (2 \times \text{jarak jaket})$$

$$= 219,685 \text{ in} + (2 \times 5\text{in})$$

$$= 229,685 \text{ in}$$

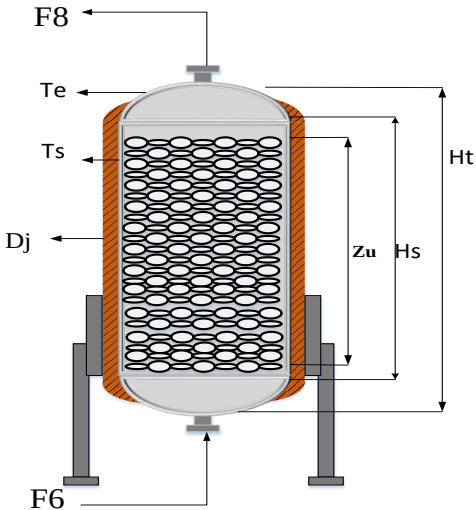
- Tebal dinding jaket

$$T_d = D_r - D_j$$

$$= 229,685\text{in} - 219,685\text{in}$$

$$= 10 \text{ in} , 0,254\text{m}$$

Kesimpulan:

SPESIFIKASI	
Nama	Methanol Reaktor Fix Bed
Kode	R-2041
Jumlah	1 unit
Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi hidrogennasi antara CO_2 dan H_2 menjadi CH_3OH (metanol)
Gambar	
Suhu	284°C
Tekanan	76,9 atm
Diameter Reaktr (Dr)	6,482 m
Tinggi Reaktor (Ht)	11,34 m
Tinggi head (He)	1,62 m
Tinggi Shell (Hs)	9,723 m
Tebal dinding reaktor (Ts)	0,167 in
Tebal tutup reaktor (Te)	0,574 in
Volume reaktor	356,39 m ³
Bahan Konstruksi	Stainless

UNIT UTILITAS

Dalam suatu pabrik, unit utilitas merupakan bagian yang penting agar proses utama dapat berlangsung sesuai dengan fungsinya. Unit utilitas disediakan berdasarkan kebutuhan operasional pabrik, yaitu:

A. Kebutuhan Listrik

1. Kebutuhan Listrik Pada Peralatan Proses

Tabel C.1 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Proses

No	Nama Alat	Kode Alat	Jumlah	kWh
1	Pompa Sentrifugal	(P-1)	1	1,78
2	Kompresor 1	(JC-1011)	1	1,64
3	Kompresor 2	(JC-1022)	1	1,64
4	<i>Temperatur Indicator</i>	TI	14	8,4
5	<i>Pressure Indicator</i>	PI	14	8,4
6	<i>Flow Indicator</i>	FI	2	1,2
Total				23,06

Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

Pompa Sentrifugal (P-1)

$$= (2,388\text{Hp} \times 0,7457 \text{ Kwh})$$

$$= 1,78 \text{ kWh}$$

Kompresor (JC-1011)

$$= (2,2\text{Hp} \times 0,7457 \text{ kWh})$$

$$= 1,64 \text{ kWh}$$

Temperatur Indicator (24 Volt)

$$= (24 \text{ V} \times 0,025\text{kWh} \times 14)$$

$$= 8,4 \text{ kWh}$$

Pressure Indicator

$$= (24 \text{ V} \times 0,025\text{kWh} \times 14)$$

$$= 8,4 \text{ kWh}$$

Flow Indicator

$$= (24 \text{ V} \times 0,025 \text{ kWh} \times 2)$$

$$= 1,2 \text{ kWh}$$

2. Kebutuhan Listrik Untuk Peralatan Utilitas

Tabel C.2 Kebutuhan Listrik pada Peralatan Utilitas

No	Nama Alat	Kode alat	Jumlah	Daya (HP)
1	Mixing Alum	TP - 561	1	0,23
2	Mixing Kapur Tohor	TP - 562	1	0,16
3	Mixing Kaporit	TP - 563	1	0,18
5	Raw Water	TK - 521	1	4,21
6.	Cooling Tower	CT - 551	1	22
7	Pompa Sentrifugal	P - 531	1	5,60
8	Pompa Sentrifugal	P- 532	1	0,5
9	Pompa Sentrifugal	P- 533	1	0,5
11	Pompa Sentrifugal	P- 534	1	0,02
12	Pompa Sentrifugal	P- 535	1	0,02
13	Pompa Sentrifugal	P- 536	1	0,012
14	Pompa Sentrifugal	P- 537	1	6,45
15	Pompa Sentrifugal	P- 538	1	3,62
16	Pompa Sentrifugal	P- 539	1	0,83
Total				44,332

Kebutuhan listrik pada peralatan utilitas

$$= (44,332 \text{ Hp} \times 0,7457 \text{ Kwh}) = 33,05 \text{ Kwh}$$

3. Kebutuhan energi listrik untuk peralatan instrumentasi diperkirakan 50 kWh. Seperti alat-alat kontrol.

4. Kebutuhan energi listrik untuk bengkel diperkirakan 100 kWh. Seperti alat pemotong, mesin las, dan lain-lain.

5. Kebutuhan energi listrik untuk penerangan

a. Luas area pabrik = 16.500m²

- In Door

Penerangan rata-rata = 10 watt/m²

Total penerangan untuk pabrik = 4600 m² x 10 watt/m²

$$= 46000 \text{ watt}$$

$$= 46 \text{ kWh}$$

- Out Door

Penerangan rata-rata = 15 watt/m²

Total untuk penerangan untuk pabrik = 12.900 m² x 15watt/m²

$$= 193.500$$

$$= 193,5 \text{ kWh}$$

- b. Luas area perumahan = 35000 m²

- In Door

Asumsi : 1 rumah karyawan memiliki daya listrik 900watt

$$= 900 \text{ watt} \times 25 \text{ unit rumah}$$

$$= 22500 \text{ watt}$$

$$= 22,5 \text{ kWh}$$

- Out Door

Penerangan rata- rata = 10 watt/m²

Total penerangan untuk out door = 15.000m² x 10 watt/m²

$$= 150.000 \text{ Watt}$$

$$= 150 \text{ kWh}$$

- c. Kebutuhan listrik untuk peralatan kantor dan komunikasi seperti :

- 40 unit komputer (@ 300 watt)	= 9.000 watt
- 50 unit AC (@ 300 watt)	= 1.500 watt
- 15 unit dispenser (@ 300 watt)	= 4.500 watt
- 4 unit kulkas (@ 110 watt)	= 550 watt
- 2 unit mesin photo kopi (@ 800 watt)	= 2.400 watt
- Dan lain-lain	= 800 watt
Jumlah	= 32.250 watt
	= 32,25 Kw

Total kebutuhan listrik:

$$= 511,642 \text{ kWh}$$

B. Kebutuhan Air

1. Air Pendingin

Kebutuhan air pendingin	Kg/jam
Cooler 1 (C-3062)	102.191
Condensor (C-3115)	42.129,55
Cooler 2 (C-3135)	410.92
Total	144.731,56

2. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk :

a. Perumahan

Diperkirakan kebutuhan air perorangan ± 60 L/hari atau setara dengan 15,84 gallon/hari. Pabrik ini memiliki 25 unit rumah yang disediakan untuk golongan tertentu. Asumsi 1 orang karyawan memiliki 4 orang anggota keluarga, sehingga jumlahnya menjadi 100 orang, maka kebutuhan air setiap jam:

$$\begin{aligned}
 &= 100 \times \frac{15,84 \text{ gallon}}{\text{hari}} \times \frac{m^3}{264,17 \text{ gallon}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 0,249 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 249,83 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Perkantoran

Kebutuhan air perorangan ± 60 L/hari atau 15,84 gallon/hari, dengan jumlah karyawan 130 orang, kebutuhan air setiap jam adalah :

$$\begin{aligned}
 &= 130 \times \frac{15,84 \text{ gallon}}{\text{hari}} \times \frac{m^3}{264,17 \text{ gallon}} \times \frac{\text{hari}}{24 \text{ jam}} \\
 &= 0,324 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 324,78 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Laboratorium diperkirakan sebanyak = 30 kg/jam

d. Pemadam kebakaran diperkirakan sebanyak = 50 kg/jam

e. Masjid dan kantin diperkirakan sebanyak = 50 kg/jam

Total kebutuhan air untuk sanitasi = 704,62kg/jam

3. Total Kebutuhan Air

Kebutuhan Air perjam

- Air pendingin = 144.731,56 kg/jam

- Air Sanitasi = 704,62kg/jam

$$\text{Total} = 145.436 \text{ kg/jam}$$

Pada saat operasi kontinyu sejumlah air akan disirkulasikan dengan asumsi kehilangan air sebesar $\pm 10\%$

$$\text{Jumlah air saat start up} = \text{total air}$$

$$= 145.436 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air make up} = \text{air pendingin} \times 10\%$$

$$= 144.731,56 \text{ kg/jam} \times 10\%$$

$$= 14473,156 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah air yang hilang} = \text{air sanitasi} + \text{air make up}$$

$$= 15177,78 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang dibutuhkan pada saat operasi kontinyu adala = Jumlah yang hilang

$$= 15177,78 \text{ kg/jam}$$

C. Spesifikasi Peralatan Utilitas

1. Pompa (P-531)

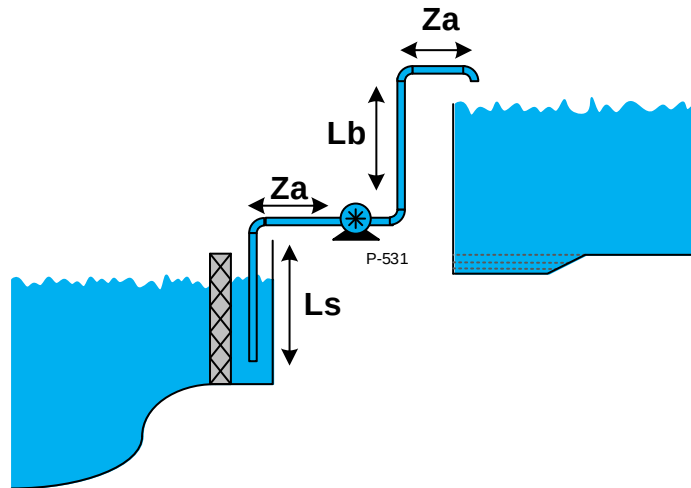
Fungsi : mengalirkan air sungai ke bak penampungan

Tipe : Centrifugal Pump

Bahan Konstruksi : Commercial Steel Pipe

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Daya pompa (BHP)

Daya pompa dapat dihitung dengan menggunakan Persamaan Bernouli :

$$\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} + nW_p = \frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} + h_f$$

Atau

$$nW_p = \left(\frac{P_b}{\rho} + \frac{gZ_b}{g_c} + \frac{\alpha_b V_b^2}{2g_c} \right) - \left(\frac{P_a}{\rho} + \frac{gZ_a}{g_c} + \frac{\alpha_a V_a^2}{2g_c} \right) + h_f$$

Dimana

$$P_a = P_b$$

$$V_a = V_b$$

$$\rho_a = \rho_b$$

$$\alpha_a = \alpha_b$$

$$n = \% \quad \text{(Peters, Fig. 14.37)}$$

Data :

$$\begin{aligned} \text{Densitas} &= 1000 \text{ kg/m}^3 \\ &= 62,4468989 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Waktu Operasi} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Viskositas Campuran} = 0,815 \text{ Cp}$$

$$= 0,0005 \text{ lb/ft s}$$

$$= 1,9715 \text{ lb/ft h}$$

$$\text{Laju Alir Massa} = 145.436 \text{ kg/jam}$$

$$= 320628,619 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tinggi pompa terhadap cairan masuk}(Z_a) = -2,5 \text{ m} = -8,2 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi pompa terhadap cairan Keluar } (Z_b) = 3,5 \text{ m} = 39,36 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pompa hisap } (L_s) = 12 \text{ m} = 39,36 \text{ ft}$$

$$\text{Panjang pompa buang } (L_b) = 15 \text{ m} = 49,2 \text{ ft}$$

$$\text{Faktor Keamanan} = 10\%$$

Laju alir volumetrik, Q_v

$$Q_p = \frac{m}{0,9}$$

$$= \frac{320628,619 \text{ lb/jam}}{0,9}$$

$$= 356254,0211 \text{ lb/jam}$$

$$= 98,959 \text{ lb/s}$$

$$Q_v = \frac{Q_p}{\rho}$$

$$= \frac{98,959 \text{ lb/s}}{62,44 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 1,5851 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter optimum, D_{opt}

Asumsi aliran turbulen

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q_v^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Peter, Pers 14.15})$$

$$= 3,9 \times 1,5851^{0,45} \times 62,43^{0,13}$$

$$= 8,2129 \text{ in}$$

Berdasarkan

Nominal pipe size, in.	Outside diameter, in.	Schedule no.	Wall thickness, in.	Inside diameter, in.	Cross-sectional area of metal, in. ²	Inside sectional area, ft ²	Circumference, ft or surface, ft ² /ft of length		Capacity at 1 ft/s velocity		Pipe weight lb/ft
							Outside	Inside	U.S. gal/min	Water, lb/h	
2	2.375	40	0.154	2.067	1.075	0.02330	0.622	0.541	10.45	5,225	3.65
		80	0.218	1.939	1.477	0.02050	0.622	0.508	9.20	4,600	5.02
2½	2.875	40	0.203	2.469	1.704	0.03322	0.753	0.647	14.92	7,460	5.79
		80	0.276	2.323	2.254	0.02942	0.753	0.608	13.20	6,600	7.66
3	3.500	40	0.216	3.068	2.228	0.05130	0.916	0.803	23.00	11,500	7.58
		80	0.300	2.900	3.016	0.04587	0.916	0.759	20.55	10,275	10.25
3½	4.000	40	0.226	3.548	2.680	0.06870	1.047	0.929	30.80	15,400	9.11
		80	0.318	3.364	3.678	0.06170	1.047	0.881	27.70	13,850	12.51
4	4.500	40	0.237	4.026	3.17	0.08840	1.178	1.054	39.6	19,800	10.79
		80	0.337	3.826	4.41	0.07986	1.178	1.002	35.8	17,900	14.98
5	5.563	40	0.258	5.047	4.30	0.1390	1.456	1.321	62.3	31,150	14.62
		80	0.375	4.813	6.11	0.1263	1.456	1.260	57.7	28,850	20.78
6	6.625	40	0.280	6.065	5.58	0.2006	1.734	1.588	90.0	45,000	18.97
		80	0.432	5.761	8.40	0.1810	1.734	1.508	81.1	40,550	28.57
8	8.625	40	0.322	7.981	8.396	0.3474	2.258	2.089	155.7	77,850	28.55
		80	0.500	7.625	12.76	0.3171	2.258	1.996	142.3	71,150	43.39
10	10.75	40	0.365	10.020	11.91	0.5475	2.814	2.620	246.0	123,000	40.48
		80	0.594	9.562	18.95	0.4987	2.814	2.503	223.4	111,700	64.40
12	12.75	40	0.406	11.938	15.74	0.7773	3.338	3.13	349.0	174,500	53.56
		80	0.688	11.374	26.07	0.7056	3.338	2.98	316.7	158,350	88.57

	Suction (a)				Discharge (b)			
IPS	8 in sch 40							
ID	7,9810	in	0,6651	ft	7,9810	in	0,6651	ft
OD	8,6250	in	0,7188	ft	8,6250	in	0,7188	ft
a"	0,3474	ft²			0,3474	ft²		

Kecepatan aliran, V

V_a = V_b, karena ukuran pipa hisap dan pipa buang sama

$$V = \frac{Q_V}{a''}$$

$$= \frac{1,5851 \text{ ft}^3/\text{dt}}{0,3474 \text{ ft}^2}$$

$$= 4,5628 \text{ ft/s}$$

$$\frac{V^2}{2g_c} = \frac{(4,5628)^2}{2 \times 32,17}$$

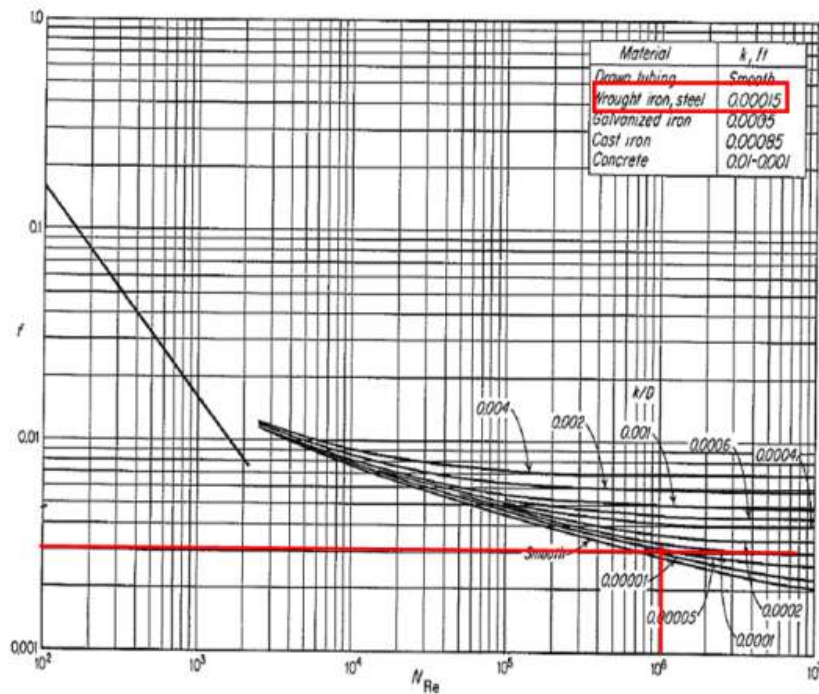
$$= 0,3236 \text{ ft-lb}_f/\text{lb}$$

Bilangan Reynolds, N_{Re}

$$N_{Re} = \frac{\rho \times V \times D}{\mu}$$

$$= \frac{62 \text{ lb/ft}^3 \times 4,5628 \text{ ft/dt} \times 0,6651 \text{ ft}}{0,0007 \text{ lb/ft}}$$

$$= 281.925,43 \text{ Aliran Turbulen}$$



(Mc. Cabe Hal 120)

Rugi Gesek

- Pipa hisap (suction)

Pada pipa hisap, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh fitting dan valve.

- Rugi gesek akibat kulit

$$hf_{sa} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.56})$$

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

$$= \frac{0,895 \text{ ft}}{4}$$

$$= 0,1663 \text{ ft}$$

$$N_{Re} = 281.925,43$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah Commercial Steel Pipe, dimana

$$k = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,665 \text{ ft}} = 0,00017$$

$$F = 0,0025$$

Maka, $\Delta L + L_e$ (panjang ekivalen pada fitting/valve)

$$h_{fsa} = 0,1914 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek akibat fitting

$$h_{ffa} = K_f \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{gate valve}) = 0,2 \quad (\text{Mc Cabe, Tabel 5.1})$$

Maka,

$$H_{ffa} = 0,55 \text{ ft lbf/lb}$$

- **Pipa buang (discharge)**

Pada pipa buang, rugi gesek timbul akibat gesekan dengan kulit pipa, serta pengaruh fitting dan valve.

- Rugi gesek akibat kulit

$$h_{fsb} = f \frac{\Delta L}{r_H} \frac{V^2}{2g_c}$$

$$r_H = \frac{ID}{4}$$

$$= \frac{0,89548 \text{ ft}}{4}$$

$$= 0,1663 \text{ ft}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah commercial steel pipe, dimana

$$K = 0,00015 \text{ ft} \quad (\text{Mc Cabe, Fig. 5.9})$$

$$\frac{k}{ID} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,89548 \text{ ft}} = 0,00017 \text{ ft}$$

$$F = 0,0025$$

Maka, $\Delta L + L_e$ (panjang ekuivalen pada fitting/valve)

$$H_{fsb} = 4,26271 \text{ ft.lbf/lb}$$

- Rugi gesek akibat fitting dan valve

$$H_{ffb} = K_f \frac{v^2}{2g_c} \quad (\text{Mc Cabe, Pers 5.67})$$

$$K_f (\text{elbow } 90^\circ) = 0,9 K_f (\text{elbow } 90^\circ) \quad (\text{Mc Cabe Tabel 5.1 hal 108})$$

$$K_f (\text{globe valve}) = 10$$

$$\text{Jumlah elbow} = 3$$

$$\text{Jumlah Valve} = 1$$

$$\text{Total } K_f = 0,9 (3) + 10 (1)$$

$$= 12,7$$

Maka,

$$H_{ffb} = 4,2389 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{Total rugi gesek} = h_{fsa} + h_{fsb} + h_{ffa} + h_{ffb}$$

$$= 5,2199 \text{ ft}$$

- Daya Pompa

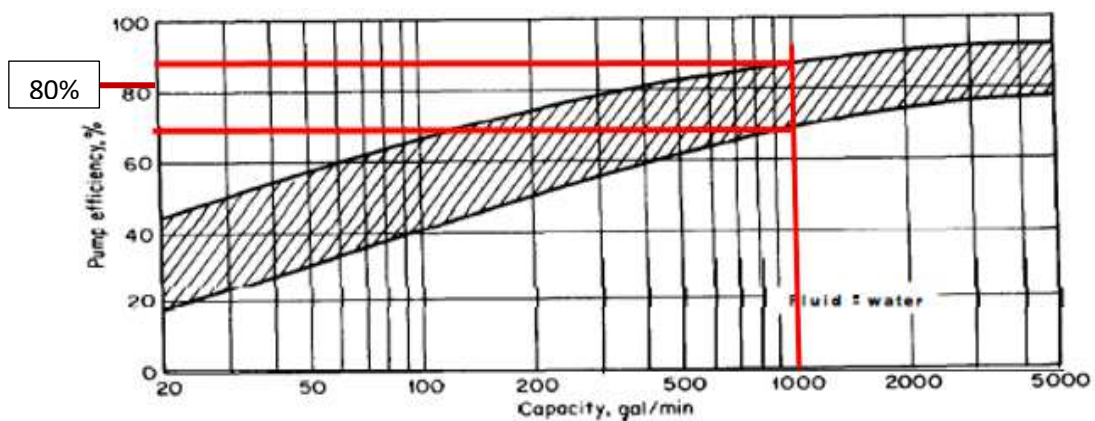


FIGURE 1437
Efficiencies of centrifugal pumps.

$$\eta W_p = (Z_b - Z_a) + h_f$$

$$0,8 W_p = 24,9049 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$W_p = \frac{24,9049 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}}{0,8}$$

$$= 31,1311 \text{ ft} \cdot \text{lb}_f / \text{lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_p \times m}{550}$$

$$= 5,60 \text{ HP}$$

- Daya Motor

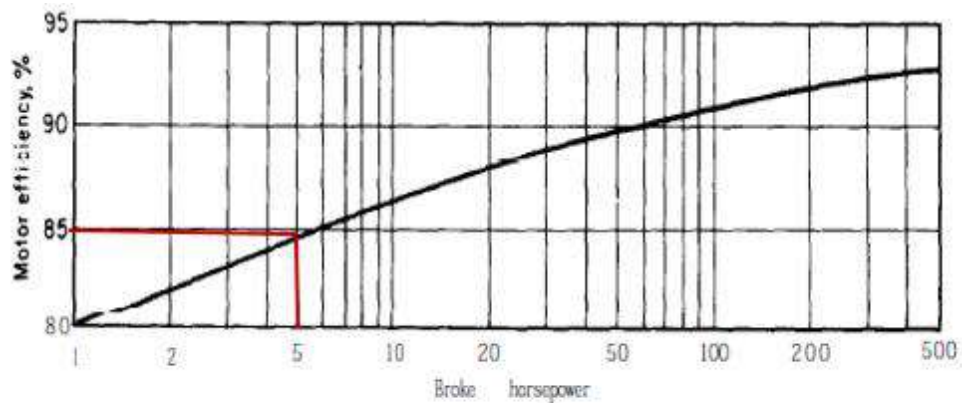


FIGURE 1438
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{MPH} = \frac{\text{BHP}}{\eta}$$

$$\eta = 86\%$$

$$\text{MPH} = \frac{5,60 \text{ HP}}{0,86}$$

$$= 6,5131 \text{ Hp}$$

2. Bak Penampung Air Sungai (ST-511)

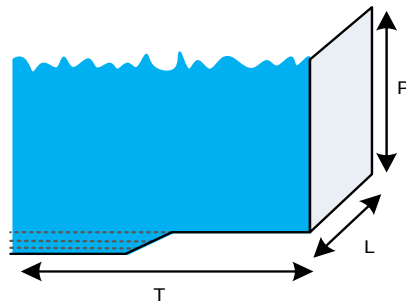
Fungsi : Menampung air sungai sebelum diolah menjadi air bersih

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 1 buah

Konstruksi : Semen

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 145436,19 kg/jam
- Densitas : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam

Laju alir volumetrik, Q

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{m}{\rho} \\
 &= \frac{145436,19 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 145,43 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Dimensi bak

$$\text{Volume bak} = 3490,46 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan di gunakan 3 unit bak penampungan

$$V = 3490,46 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 10%

$$V = 3878,29 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak P : L : T = 3 : 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$3878,29 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 646,38$$

$$T = 4,75 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 14,25 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 9,50 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = T = 4,75 \text{ m}$$

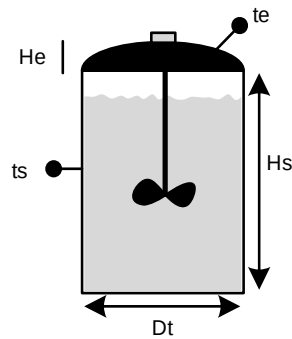
3. Tangki pelarutan Alum (TP-561)

Fungsi : tempat melarutkan alum ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup torispherical

Konstruksi : *Carbon Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir = 145436,18 kg/jam
= 320541,35 lb/jam
- Densitas, ρ = 1000 kg/m³
= 62,43 lb/jam
- Viskositas, μ = 1,00 cp
= 0,00067 lb/ft.dt
- Faktor Keamanan 10%

Kebutuhan Alum

Kekeruhan air sungai Cidahu yaitu rata-rata sebesar 38 NTU (*SLHD Subang, 2019*)

Berdasarkan jurnal ISSN :2337-3539, untuk kekeruhan 100 NTU penggunaan alum yaitu sebesar 150 mg/ltr

Kebutuhan alum = 8,36 kg/jam

= 200,53 kg/hari

Alum yang digunakan konsentrasi 25% berat

$m_{\text{alum}} = 200,53 \text{ kg/hari} \times 25\%$

= 802,11 kg/hari

$$V_{\text{alum}} = \frac{802,11 \text{ kg/hari}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,8 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor Keamanan 10%

Maka,

$$\text{Volume alum total} = \frac{0,8 \text{ m}^3/\text{hari}}{0,9}$$

$$= 0,89 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas Tangki

Kebutuhan alum direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0,89 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari} \\ &= 6,24 \text{ m}^3 \\ &= 127 \text{ L} \end{aligned}$$

Tangki dengan kapasitas 1000liter dipasaran memiliki diameter 1,50m, 4,92ft

Dimensi Tangki

- **Volume silinder, V_s**

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad H_s = D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

- **Volume torispherical, V_{to}**

$$V_{to} = 0,0778 \times D^3$$

Diameter tangki, D_t

$$V_t = V_s + V_{to}$$

$$V_t = 0,785 D_t^3 + 0,0778 D_t^3$$

$$V_t = 0,8628 D_t^3$$

$$D_t^3 = \frac{V_t}{0,8628}$$

$$D_t = 1,033 \text{ m}^3$$

$$D_t = 1,0109 \text{ m} = 39,79 \text{ ft} = 3,315 \text{ in}$$

- **Tinggi tangki, H_r**

Tinggi silinder, H_s

$$H_s = 1,5 D_t = 1,01 \text{ m}$$

Tinggi torispherical, H_{to}

$$H_e = \frac{1}{4} D_t = 0,252 \text{ m}$$

Tinggi tangki total

$$\begin{aligned} H_t &= H_s + H_{to} \\ &= 1,01\text{m} + 0,25\text{m} \\ &= 1,13 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$\begin{aligned} H_c &= \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t \\ &= \frac{0,801\text{m}^3}{0,891 \text{ m}^3} \times 1,263 \text{ m} \\ &= 0,28 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \times g \times h$$

$$\begin{aligned} P_c &= 1000 \text{ kg/m}^3 \times 9,810 \text{ m/s} \times 1,1372\text{m} \\ &= 11144,68 \text{ kg/m s}^2 \\ &= 1,616 \text{ psi} \end{aligned}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$\begin{aligned} P_d &= P_{\text{operasi}} \times P_c \\ &= 14,7 \text{ psi} \times 1,616 \text{ psi} \\ &= 16,31 \text{ Psi} \end{aligned}$$

- **Tebal dinding tangki, T_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Dimana :

T_d = Tebal (in)

P = Tekanan desain tangki (Psi)

S = Allowable Stress (Psi)

R = Jari – jari tangki (in)

E = efisiensi pengelasan

C = korosi

Tekanan desain, P = 16,3 psi

Jari - jari tangki = 19,89 inc

Allowble stres , S = 13700 psi

Efisiensi pengelasan , E = 0,85

Faktor korosi yang diizinkan, C = 0,02 in/tahun

maka,

$$t_d = \frac{23,21 \text{ psi} \times 21,918 \text{ in}}{(13700 \times 0,85) - (0,6 \times 23,21)} \times 0,002$$
$$= 0,0479 \text{ in}$$
$$= 0,0012 \text{ m}$$

- **Tebal tutup tangki Torispherical, t_c**

$$t_e = \frac{0,885 PL}{SE - 0,1P} + C$$
$$= 0,08 \text{ in}$$
$$t_e = 0,0020 \text{ m}$$

Desain Pengaduk

Untuk umpan dengan viskositas ≤ 4.000 cP, maka dipilih pengaduk jenis propeller berdaun 3 (Walas, hal 288) Untuk mencegah vortex, maka pada *dissolved* tangki dipasang *buffle*

$$\begin{array}{ccc} \frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{H}{D_t} = 1 & \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12} \\ \frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} & \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} & \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4} \end{array}$$

- Diameter pengaduk, d

$$D_a = \frac{D_t}{3}$$

$$= \frac{1,01 \text{ m}}{3}$$

$$= 0,34 \text{ m}$$

- Panjang daun pengaduk, L

$$L = \frac{D_a}{4}$$

$$= \frac{0,337 \text{ m}}{4}$$

$$= 0,08 \text{ m}$$

- Lebar daun pengaduk, W

$$W = \frac{D_a}{5}$$

$$= \frac{0,337 \text{ m}}{5}$$

$$= 0,07 \text{ m}$$

- Tinggi pengadukan dari dasar tangki, E

$$E = D_a$$

$$= 0,34 \text{ m}$$

- Lebar baffel, J

$$J = \frac{D_t}{12}$$

$$= \frac{1,101 \text{ m}}{12}$$

$$= 0,09 \text{ m}$$

- Kecepatan Putar pengaduk, N

$$\frac{Nd}{(\frac{\sigma g_c}{\rho})^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \left(\frac{D}{d} \right) \quad (\text{Robert E-Trybal, pers 6.18,hal 171})$$

$$\sigma = 0,05 \text{ lbf/ft}$$

$$g_c = 32,2 \text{ ft/dt}^2$$

Maka,

$$N = \frac{\left(1,22 + 1,25 \left(\frac{D_t}{D_a} \right) x \left(\frac{\sigma g_c}{\rho} \right)^{0,25} \right)}{D_a}$$

$$= 1,24 \text{ rps}$$

- Daya Pengadukan, P

$$N_{Re} = \frac{\rho x N x D a^2}{\mu} \quad (\text{McCabe, Pers. 9.17, Hal 259})$$

$$= \frac{109,88 \text{ lb/jam} \times 154 \text{ rps} \times 1,64^2}{0,00067 \text{ lb/ft}^3 \text{ dtk}}$$

$$= 140.954$$

Karena $N_{Re} > 10000$, maka

$$P = \frac{K_T N^3 d^5 \rho}{g_c} \quad (\text{McCabe, Pers. 920, hal 262})$$

$$K_T = 0,32$$

$$P = \frac{0,87 \times 1,54^3 \times 1,64^5 \times 109,88}{32,2}$$

$$= 1,9625 \text{ ft.lbs/s}$$

$$= 0,0036 \text{ HP}$$

Efisiensi motor 80%

$$\text{Daya Motor} = \frac{0,0036}{0,8} = 0,0045 \text{ HP}$$

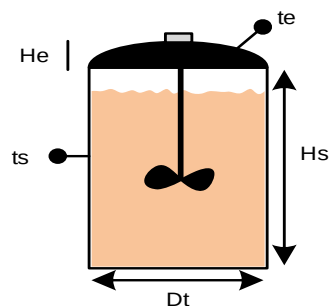
4. Tangki Pelarutan Kapur Tohor (TP-562)

Fungsi : Tempat melarutkan kapur tohor ($\text{Ca}(\text{OH})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup torispherical

Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



Data :

- Laju alir = 145436,19 kg/jam
- Densitas, $\rho = 145,43 \text{ kg/m}^3$
- Viskositas, $\mu = 1 \text{ cp}$
- Faktor keamanan 10%

Kebutuhan kapur tohor

Kekeruhan air sungai Cidahu yaitu rata-rata sebesar 25 NTU (*SLHD Subang, 2009*)
penggunaan kapur tohor dosis optimum yaitu sebesar 20 mg/ltr = 0,00002 kg/ltr air

$$= 0,00002 \text{ kg/ltrair} \times 145436,19 \text{ ltr/jam}$$

$$= 2,91 \text{ kg/jam}$$

$$= 69,81 \text{ kg/hari}$$

Kapur tohor yang digunakan konsentrasi 40% berat

$$\text{Berat larutan kapur tohor} = \frac{69,81 \text{ kg/jam}}{0,4} = 174,52 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume kapur tohor} = \frac{174,52 \text{ kg/hari}}{145,43 \text{ kg/jam}} = 0,12 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$\text{Volume kapur tohor total} = 0,12 \text{ m}^3/\text{hari} / 0,9 = 0,13 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Kapasitas tangki

Kebutuhan kapur tohor direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

$$\text{Volume tangki} = 0,13 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 0,93 \text{ m}^3 = 933 \text{ liter}$$

Dimensi tangki

- Diameter Tangki : 1,7 m
- Tebal Silinder : 0,034 in
- Tebal alas dan tutup : 0,045 in
- Tinggi tangki : 0,66 m

Dimensi pengaduk

- Diameter pengaduk : 0,18 m
- Panjang daun pengaduk : 0,04 m
- Lebar dan pengaduk : 0,04 m
- Tinggi pengaduk : 0,18 m
- Lebar baffle : 0,04 m
- Kecepatan pengaduk : 2,33 rps
- Daya pengaduk : 0,0014 Hp

- Daya motor : 0,0018 Hp

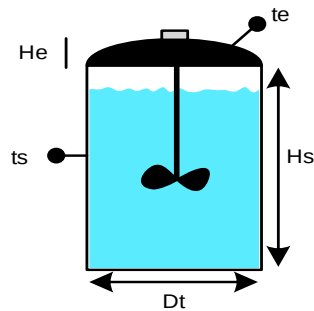
5. Tangki Pelarutan Kaporit

Fungsi : Tempat melarutkan kaporit ($\text{Ca}(\text{OCl})_2$)

Jenis : Silinder vertikal dengan alas dan tutup ellipsiodal

Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



Data :

- Laju Alir = 145436 kg/jam
- Densitas, $\rho = 145,43 \text{ kg/m}^3$
- Viscositas, $\mu = 1,0417 \text{ lb/ft.dtk}$
- Faktor Keamanan 10 %

Kebutuhan kaporit

Kekeruhan air sungai Cidahu yaitu sebesar 24000 bakteri (SLHD Subang, 2014)

Berdasarkan jart test PDAM, penggunaan kaporit dosis optimum yaitu sebesar 1094,44 mg/liter

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Kaporit} &= 159,17 \text{ kg/jam} \times 212.352, 97 \text{ kg/jam} \\ &= 4,25 \text{ kg/jam} \\ &= 159,17 \text{ kg/hari} \end{aligned}$$

Kaporit yang digunakan berupa larutan kaporit dengan konsentrasi 40% berat.

$$\text{Kebutuhan kaporit} = 9.550 \text{ kg/hari}$$

$$\text{Volume Kaporit} = 8,09 \text{ m}^3/\text{hari}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

Volume kaporit total = $8,99 \text{ m}^3/\text{hari}$

Kapasitas tangki

Kebutuhan kaporit direncanakan untuk pemakaian selama 7 hari

Volume tangki = $8,99 \text{ m}^3/\text{hari} \times 7 \text{ hari}$
 $= 62,93 \text{ m}^3 = 6293 \text{ liter}$

Dimensi tangki

- Diameter Tangki : 2,18 m
- Tebal Silinder : 0,08 in
- Tebal alas dan tutup : 0,143 in
- Tinggi tangki : 2,7 m

Dimensi pengaduk

- Diameter pengaduk : 0,73 m
- Panjang daun pengaduk : 0,55 m
- Lebar dan pengaduk : 0,44 m
- Tinggi pengaduk : 0,73 m
- Lebar baffle : 0,18 m
- Kecepatan pengaduk : 0,62 rps
- Daya pengaduk : 0,02 Hp

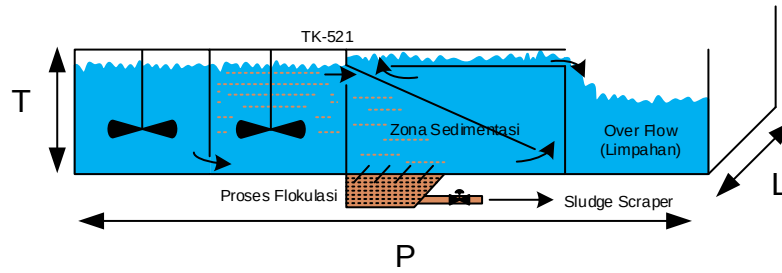
6. Unit Pengolahan Raw Water

Fungsi : Tempat pencampuran, pembentukan dan pengendapan flok-flok yang terkandung dalam air

Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : semen

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 145436,19 kg/jam
- Densitas : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 24 jam

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{145436 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 145,43 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dimensi bak

$$\text{Volume bak} = 323,1915 \text{ m}^3$$

Direncanakan akan di gunakan 3 unit bak penampungan

$$V = 323,1915 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 10%

$$V = 323,1915 \text{ m}^3$$

Perbandingan dimensi bak P : L : T = 3 : 2 : 1

$$V = P \times L \times T$$

$$323,1915 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 323,1915 \text{ m}^3$$

$$T = 3,77 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 11,31 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 7,54 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi} = T = 3,77 \text{ m}$$

a. . Bak Pencampur

Volume bak pencampur Direncanakan panjang bak pencampur adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\text{Panjang bak pencampuran} = 20\% \times 11,31 \text{ m} = 2,26 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampuran} &= P \times L \times T \\ &= 64,38 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Perencanaan sistem pengaduk

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 0,33 m
- Panjang daun pengaduk = 0,33 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 1,00 m
- Lebar baffle = 0,27 m
- Kecepatan pengadukan = 1,106 rps
- Daya pengadukan = 0,05 HP
- Daya motor = 0,06 HP

b. Bak Pembentukan Flok

Volume bak pembentukan flok

Direncanakan panjang bak pembentukan flok adalah 20% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampuran} &= P \times L \times T \\ &= 64,38 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dimensi Pengaduk

- Diameter impeller = 0,33 m
- Panjang daun pengaduk = 0,33 m
- Tinggi impeler dari dasar tangki = 1,00 m
- Lebar baffle = 0,27 m
- Kecepatan pengadukan = 0,13 rps
- Daya pengadukan = 4,21 hp
- Daya motor = 6,58hp

c. Bak sedimentasi

Volume bak sedimentasi Direncanakan panjang bak sedimentasi adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

Lebar = 3,39 m

Panjang = 7,54 m

Tinggi = 3,77 m

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampuran} &= P \times L \times T \\ &= 96,57 \text{ m}^3\end{aligned}$$

d. Bak Sedimentasi (Float Chamber)

Direncanakan panjang bak penampung adalah 30% dari panjang bak unit pengolahan raw water.

Sehingga ukuran bak sedimentasi adalah

Panjang = 3,394 m

Lebar = 7,54 m

Tinggi = 3,77 m

$$\begin{aligned}\text{Volume bak pencampuran} &= P \times L \times T \\ &= 96,57 \text{ m}^3\end{aligned}$$

7. Sand Filter

Fungsi : Menyaring sisa-sisa flok yang berasal dari bak penampung berpelampung (float chamber)

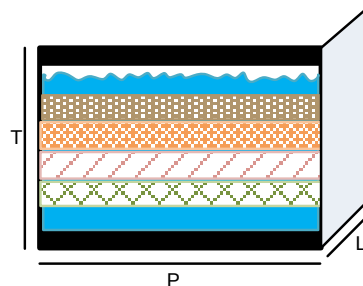
Bentuk : Persegi panjang

Konstruksi : beton bertulang

Isi : pasir silica, karbon dan batu-batu kecil

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 145436 kg/jam
- Densitas : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 20 menit
- Faktor Keamanan : 10 %

Kapasitas bak

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= 145,87 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kondisi Filter

Porositas unggun, $\varepsilon = 0,4$

Air yang terisi dalam unggun 80% dari air masuk.

Volume ruang kosong = Volume yang terisi air

Volume unggun = V air yang mengisi unggun + V partikel

$$\begin{aligned} \text{Air yang mengisi unggun} &= 80\% \times 54,02 \text{ m}^3 \\ &= 43,2219 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume partikel} &= \frac{54,02 \text{ m}^3}{0,4} \\ &= 108,055 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Maka, volume unggun} = 151,277 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang tidak mengisi unggun} &= 20\% \times \text{volume unggun} \\ &= 30,25 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Volume bak} &= V \text{ unggun} + V \text{ air yang tidak mengisi unggun} \\ &= 181,532 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dimensi bak sand filter

Perbandingan dimensi bak sand filter yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$181,532 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T \text{ m}^3 = 181,532 \text{ m}^3$$

$$T = 3,11 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Panjang} = 3T = 9,33 \text{ m}$$

$$\text{Lebar} = 2T = 6,22 \text{ m}$$

8. Bak Penampung Air Bersih

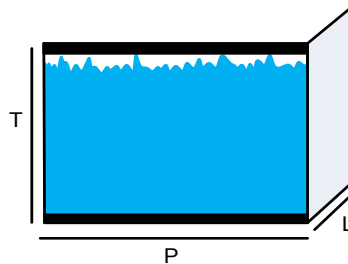
Fungsi : Menampung air bersih hasil penyaringan di sand filter

Jenis : Bak berbentuk empat persegi panjang

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : Beton bertulang

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 145436,19 kg/jam
- Densitas : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 20 menit
- Faktor Keamanan : 10 %

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$= 145,436 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume Bak

Faktor keamanan 10%

$$V = \frac{145,436 \text{ kg/jam}}{0,9} = 3878,29 \text{ m}^3$$

Dimensi bak

Perbandingan dimensi bak penampung yaitu P : L : T = 3 : 2 : 1

Volume bak = panjang x lebar x tinggi

$$3878,29 \text{ m}^3 = 3T \times 2T \times T$$

$$6T^3 = 3878,29 \text{ m}^3$$

$$T = 8,627 \text{ m}^3$$

Sehingga diperoleh dimensi bak :

$$\text{Tinggi} = 8,627 \text{ m}^3$$

$$\text{Panjang} = 25,883 \text{ m}^3$$

$$\text{Lebar} = 17,255 \text{ m}^3$$

9. Softener tank

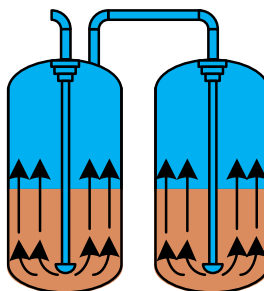
Fungsi : Tempat pertukaran kation dan anion dalam air dengan H⁺ dan OH⁻ dari resin

Jenis : Silinder vertikal dengan tutup dan alas dished

Jumlah : 1 unit

Konstruksi : *Carbon Steel (SA-515), Grade 55 C-Si*

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 144.731,5619 kg/jam
- Densitas, ρ : 1000 kg/m³

Laju alir volumetrik, Q

$$Q = \frac{m}{\rho}$$
$$= \frac{144.731,5619 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 144,73 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$Q = \frac{144,73 \text{ m}^3/\text{jam}}{0,9}$$
$$= 160,8128 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 5.678,3016 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 708,0375 \text{ gal/menit}$$

Berdasarkan data kapasitas yang diperoleh, maka dipilih alat softener tank tipe MSB6084 dengan spesifikasi sebagai berikut (Marlo-inc.com, 2017)

Laju alir : 160,8128 m³/jam

Ukuran pipa : 3 in

Volume resin kation : 66ft³

Diameter : 3 in

Panjang : 194 in

Lebar : 110 in

Tinggi : 120 in

10. Tangki Air Demin

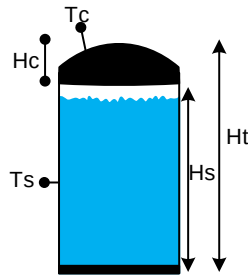
Fungsi : Tempat Penyimpanan air bersih bebas mineral

Jenis : Silinder vertikal dengan alas datar tutup *ellipsoidal*

Jumlah 1 :

Konstruksi : Stainless steel

Gambar :



Data : Laju alir massa, m : 212353,9714 kg/jam

- Densitas : 1000 kg/m³
- Waktu tinggal : 20 menit
- Faktor Keamanan : 10 %

Kapasitas Tangki

$$V = \frac{m \times t}{\rho}$$

$$= 212,353 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 10%

Maka,

$$V = \frac{212,353 \text{ m}^3}{0,9}$$

$$= 235,94 \text{ m}^3$$

Dimensi Tangki

- Volume silinder, V_s

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^2 \times H_s \quad H_s = D_t$$

$$V_s = \frac{\pi}{4} \times D_t^3$$

- Volume torispherical, V_c

$$V_c = 0,0778 \times D_c^2$$

$$H_c = 1/4 D_c$$

- **Diameter tangki, D_t**

$$V_r = V_s + V_c$$

$$V_r = \left(\frac{\pi}{4} \times D_e^3 \right) + (0,0778 \times D_e^2)$$

$$V = 1,3093 D_e^3$$

$$235,9477 = 1,3093 D_e^3$$

$$D_t = 5,5551 \text{ m}$$

- **Tinggi tangki, H_r**

Tinggi silinder,

$$H_s = 1,5 D_t = 8,327 \text{ m}$$

Tinggi Ellipsoidal,

$$H_e = \frac{1}{4} D_t = 1,387 \text{ m}$$

Tinggi tangki total

$$H_t = H_s + H_e$$

$$= 8,327 \text{ m} + 1,387 \text{ m}$$

$$= 9,71 \text{ m}$$

- **Tinggi Cairan, H_c**

$$H_c = \frac{\text{Volume Cairan}}{\text{Volume Tangki}} \times H_t$$

$$= 7,494 \text{ m}$$

- **Tekanan Cairan, P_c**

$$P_c = \rho \times g \times h$$

$$P_c = 1000 \text{ kg/m}^3 \times 9,810 \text{ m/s}^2 \times 7,494 \text{ m}$$

$$= 73520,6 \text{ kg/m s}^2$$

$$= 0,7131 \text{ atm}$$

- **Tekanan Disain, P_d**

$$P_d = P_{\text{operasi}} \times P_c$$

$$= 1 \text{ atm} \times 0,7131 \text{ atm}$$

$$= 1,7131 \text{ atm}$$

$$= 25,18 \text{ Psi}$$

- **Tebal dinding tangki, T_d**

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0,6P} + C$$

Dimana :

Td = Tebal (in)

P = Tekanan desain tangki (Psi)

S = Allowable Stress (Psi)

R = Jari – jari tangki (in)

E = efisiensi pengelasan

C = korosi

Tekanan desain, P = 25,18 psi

Jari - jari tangki = 2,775 inc

Allowble stres , S = 13700 psi

Efisiensi pengelasan , E = 0,85

Faktor korosi yang diizinkan, C = 0,002 in/tahun

maka,

$$t_s = \frac{25,18 \text{ psi} \times 2,775 \text{ in}}{(13700 \times 0,85) - (0,6 \times 25,18)} \times 0,002$$

$$= 0,256 \text{ in}$$

$$= 0,006 \text{ m}$$

- **Tebal tutup tangki, td**

$$T_d = \frac{0,885 PL}{SE - 0,1P} + C$$

$$= 0,43 \text{ in}$$

$$T_d = 0,011 \text{ m}$$

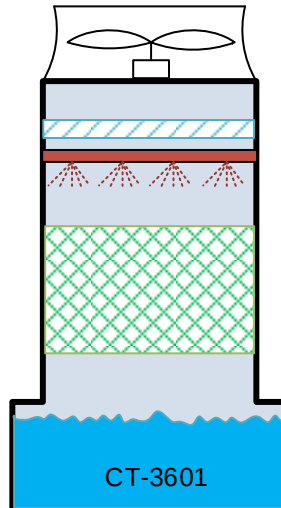
11. Cooling Tower

Fungsi : Mendinginkan air sirkulasi yang telah dipakai untuk pendingin

Jenis : *Induced draft cooling tower*

Jumlah : 1 unit

Gambar :



Data :

- Laju alir massa, m : 212353,9714 kg/jam
- Densitas : 1000 kg/m³
- Temperatur masuk : 30°C = 86°F
- Temperatur keluar : 25°
- Temperatur bola kering : 75 °F

Temperatur bola basah : 72,5 °F

Tav : 9°F

- Waktu tinggal : 20 menit
- Faktor Keamanan : 10 %

Luas Tower

$$Ca = 1,3 \text{ gall/menit.ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Menara} &= \frac{Wc}{Ca} \\ &= 490,17 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned} \text{Maka, A} &= \frac{490,17}{0,9} \\ &= 544,644 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Daya yang dibutuhkan fan

$$\text{Perfoma standar Menara} = 97\%$$

Maka daya yang diperoleh adalah : 0,037 Hp/ft²

Sehingga

$$P_{\text{act}} = 20,15 \text{ Hp}$$

Dimensi Tower

$$Dt = \frac{A \times \sqrt{Zt}}{Ct \times \sqrt{Ct}}$$

Pers 12.15 Perry's

Untuk menghitung Dt digunakan persamaan :

$$\frac{W_t}{Dt} = 90,85 \times \left(\frac{\Delta h}{\Delta T} \right) \times \sqrt{\Delta t + (0,3124 \Delta h)}$$

Per 12.16 Perry's

Maka,

$$\frac{318409,43}{Dt} = 90,85 \times 1,921296 \times 5,3971$$

$$Dt = 337,9888 \text{ ft}$$

$$Zt = 1,5 D$$

$$Z_t^{0,5} = \frac{337,9888 \times 11,18}{472,075}$$

$$1,5D^{0,5} = 8,0047$$

$$D = \frac{64,07}{1,5}$$

$$= 6,53 \text{ ft}$$

Tinggi menara = 1,2 D

$$= 1,2 \times 42,71 \text{ ft}$$

$$= 64,07 \text{ ft} = 19,54 \text{ m}$$

LAMPIRAN D

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi dihitung untuk menentukan jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik serta tinjauan kelayakan suatu pabrik.

1. Perhitungan Jumlah Modal

Prarancangan pabrik metanol dari karbon dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂) dengan kapasitas produksi 300.000 ton/tahun ini memerlukan modal yang untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik. Banyaknya besaran modal yang dibutuhkan diperoleh dari hasil perkiraan melalui metoda *percentage delivered equipment cost* untuk *liquid-liquid processing plant* (Peters, 1991).

1.1 Perhitungan Harga Alat

Untuk menghitung harga peralatan pada tahun 2025 ditentukan dengan persamaan:

$$\text{Harga sekarang} = \text{Harga awal} \times \left(\frac{\text{indeks harga sekarang}}{\text{indeks harga awal}} \right)$$

Sumber: Peters, 1991

Daftar indeks harga rata-rata tahunan menurut *Engineering Plant Cost* dapat dilihat pada **Tabel D.1** dan **Gambar D.1** di bawah ini.

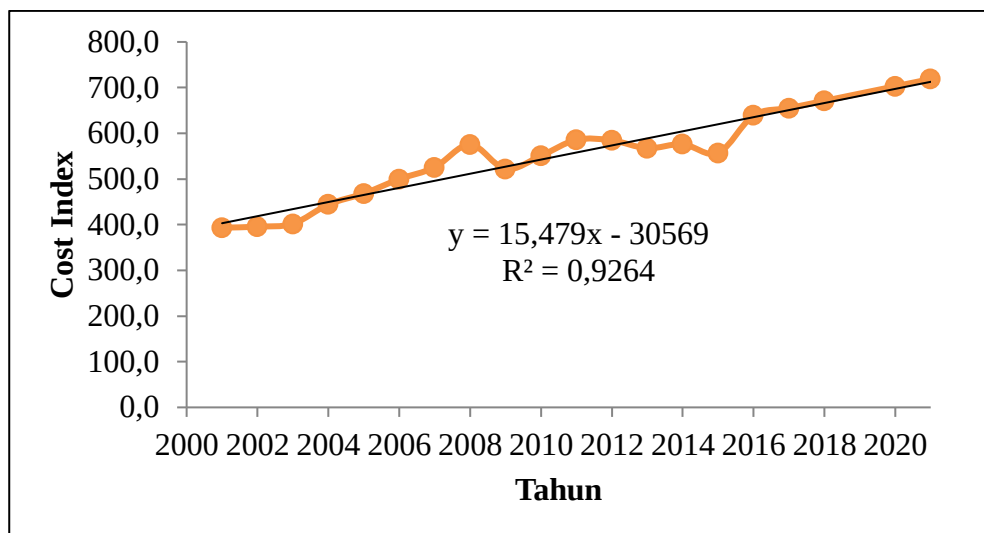
Tabel D.1 Daftar Indeks Harga Rata-Rata Tahunan

Tahun	Cost Index
2001	393,4
2002	395,6
2003	402,0
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6

2007	525,5
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	639,2
2017	655,1
2018	671,1
2020	703,0
2021	718,9
2025	782,7

Sumber: *Chemical Engineering Plant Cost Index*,
<http://www.chemengonline.com/pci-home>

Berdasarkan **Tabel D.1** maka diperoleh grafik seperti yang terlihat pada **Gambar D.1** sebagai berikut.



Gambar D.1 Grafik Hubungan *Cost Index* terhadap Tahun

Persamaan yang diperoleh sesuai **Gambar D.1** adalah :

$$y = 15,479x - 30569$$

Indeks harga dapat dicari dengan menggunakan persamaan diatas dengan menggunakan tahun 2018 sebagai tahun perhitungan dan tahun 2025 sebagai tahun perancangan pabrik. Maka, berdasarkan perhitungan, didapatkan indeks harga pada tahun 2025 adalah:

$$x = 2025$$

$$y = 15,479 (2025) - 30569$$

$$y = 782,7$$

Tabel D.2 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Proses

No	Nama Alat	Jumlah	Harga (\$)	2014		2025	
				US\$	Rp	US\$	Rp
1	Condensor	1	\$ 32.500,00	32.500	486.419.375	44.155	660.858.262
2	Distillation Column	1	\$ 97.700,00	97.700	1.462.251.475	132.737	1.986.641.606
3	Heat Exchanger	4	\$ 7.600,00	30.400	454.989.200	41.302	618.156.651
4	Flash Drum	3	\$ 78.400,00	235.200	3.520.179.600	319.547	4.782.580.408
5	Compressor	2	\$ 55.100,00	110.200	1.649.335.850	149.720	2.240.817.861
6	Pump	1	\$ 1.500,00	1.500	22.450.125	2.038	30.501.151
7	Methanol Reactor	1	\$ 200.000,00	200.000	2.993.350.000	271.724	4.066.820.075
8	Reboiler	1	\$ 17.700,00	17.700	264.911.475	24.048	359.913.577
9	Storage Tank Methanol	1	\$ 6.200,00	6.200	92.793.850	8.423	126.071.422
TOTAL				731.400	10.946.680.950	993.693	14.872.361.013

Total harga peralatan proses:

- Harga peralatan proses, A : US\$ 993.693,42 = Rp **14.872.361.013**
- Biaya transportasi dan asuransi, (12%A) : US\$ 124.211,68 = Rp 1.859.045.127
- Pajak Bea Cukai, (10%A) : US\$ 99.369,34 = Rp 1.487.236.101 +
- Total** : US\$ **1.217.274** = Rp **18.218.642.240,87**

Tabel D.3 Daftar Perkiraan Harga Peralatan Utilitas

No	Alat	Jumlah	2014			2030	
			US\$	\$	Rp	\$	Rp
1	Pompa air sungai ke Bak Penampung	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
2	Bak penampungan Air Sungai	1	741.800	741.800	11.102.335.150	1.007.823	15.083.835.657
3	Pompa bak penampungan ke Raw Water	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
4	Tangki Pelarutan Alum	1	15.042	15.042	225.129.854	20.436	305.865.538
5	Pompa Larutan Alum	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
6	Tangki Pelarutan Kapur Tohor	1	15.042	15.042	225.129.854	20.436	305.865.538
7	Pompa Larutan Kapur Tohor	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
8	Tangki Pelarutan kaporit	1	15.042	15.042	225.129.854	20.436	305.865.538
9	Pompa Larutan Kaporit	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
10	Unit Pengolahan Raw Water	1	42.678	42.678	638.750.957	57.983	867.818.736
11	Pompa Raw Water ke Sand filter	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
12	Sand filter	1	42.678	42.678	638.750.957	57.983	867.818.736
13	Pompa Sand Filter ke Bak Air Bersih	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
14	Bak penampungan air bersih	1	741.800	741.800	11.102.335.150	1.007.823	15.083.835.657
15	Pompa ST ke Tangki Air Demin	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
16	Tangki air demin	1	180.100	180.100	2.695.511.675	244.687	3.662.171.477
17	Pompa air demin masuk Deaerator	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
18	Pompa air Demin menuju Plant	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
19	Pompa Plant menuju Cooling Tower	1	11.544	11.544	172.776.162	15.684	234.736.855
20	Cooling Tower	1	288.699	288.699	4.320.885.758	392.232	5.870.434.444
Total				2.209.865	33.074.496.989	3.002.363	44.935.616.721

Total harga peralatan utilitas :

- Harga peralatan utilitas, B	: US\$ 3.002.363	= Rp 44.935.616.721,22
- Biaya transportasi dan asuransi, (12% B)	: US\$ 375.295	= Rp 5.616.952.090
- Pajak bea cukai, (10% B)	: <u>US\$ 330.823,81</u>	= <u>Rp 4.951.357.261,41</u> +
Total	: US\$ 3.677.895	= Rp 55.046.130.483

Total harga peralatan = harga peralatan proses + harga peralatan utilitas

= US\$ 1.217.274+ US\$ 3.677.895

= US\$ 5.000.666

= Rp 74.843.715.618,35

Prarancangan pabrik metanol dari karbon dioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂) dengan kapasitas 300.000 ton/tahun didasarkan pada kebutuhan metanol di Indonesia dan ketersediaan bahan baku yang ada. Berdasarkan hal tersebut maka kapasitas dibuat berdasarkan ketersediaan bahan baku.

Kapasitas Produksi : 300.000 ton/tahun
: 35.000 kg/jam
Waktu Operasi pabrik : 300 hari

1.2 Perhitungan Komponen-Komponen Investasi

Perkiraan investasi dihitung dengan menggunakan faktor rasio berdasarkan metode *delivered equipment cost* untuk *liquid-liquid processing plant* seperti yang dapat dilihat pada **Tabel D.4** di bawah ini.

Tabel D.4 Perhitungan *Capital Investment* Pabrik Metanol dari karbondioksida (CO₂) dan Hidrogen (H₂)

Komponen	%	Biaya (US\$)	Biaya (Rp)
<i>Direct Cost</i>			
Biaya peralatan	100%	5.000.666	74.843.715.618
pemasangan alat	47%	2.350.313	35.176.546.341
instrumentasi dan alat kontrol	18%	900.120	13.471.868.811
pemasangan pipa	66%	3.300.439	49.396.852.308
Pemasangan instalasi listrik	11%	550.073	8.232.808.718
Bangunan	18%	900.120	13.471.868.811
Pengembangan area	10%	500.067	7.484.371.562
Fasilitas pelayanan	70%	3.500.466	52.390.600.933
Lahan	6%	300.040	4.490.622.937
Total Direct Cost		17.302.304	258.959.256.039
<i>Indirect Cost</i>			
<i>Engineering and supervision</i>	33%	1.650.220	24.698.426.154
Biaya konstruksi	41%	2.050.273	30.685.923.404
Total Indirect Cost		3.700.493	55.384.349.558
Total DC dan IC		21.002.797	314.343.605.597
Biaya kontraktor	21%	1.050.140	15.717.180.280
Biaya tidak terduga	42%	2.100.280	31.434.360.560
<i>Fixed Capital Investment</i>		24.153.216	361.495.146.437
<i>Work Capital Investment</i>	15%TCI	4.262.332	63.793.261.136
Total Capital Investment		28.415.548	425.288.407.572

Sumber: Tabel 17. Hal 183, Peters

2. Sumber Investasi

Sumber investasi atau permodalan berasal dari modal sendiri dan modal pinjaman bank dengan persentase 50% - 50%.

- | | | |
|---|---------------|---------------------------|
| - | Modal sendiri | = 50% × US\$ 8.971.198,07 |
| | | = US\$ 4.485.599,04 |
| - | Pinjaman bank | = 50% × US\$ 8.971.198,07 |
| | | = US\$ 4.485.599,04 |

3. Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*)

a. Biaya Bahan Baku

Komponen	Kebutuhan (kg/jam)	Kebutuhan (kg/tahun)	Harga/kg (\$)	Total Harga (\$)	Total Harga (Rp)
Karbon Dioksida	62787,24	452.068.117	0,09	42.286.759,86	632.895.363.148,91
Hidrogen	8216,34	59.157.634	0,80	47.431.246,25	709.891.604.757,14
Kapor Tohor	7,3	52.344,0	0,6	31.406	470.051.737
Alum	8,4	60.192,0	1,0	60.192	900.878.616
Katalis Cu	1.964,0	14.140.800,0	1,3	18.383.040	21.508.157
Kaporit	397,9	2.865.096,0	0,9	2.578.586	38.593.058.002
TOTAL				110.771.231	1.657.885.320.181

b. Gaji Karyawan

Daftar gaji karyawan pra rancangan pabrik metanol karbondioksida (CO_2) dan Hidrogen (H_2) dapat dilihat pada **Tabel D.5** dibawah ini.

Tabel D.5 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Sistem Gaji	Total/Bulan (US\$)	Total/tahun (US\$)	Total/tahun (Rp)
Dewan Komisaris	5	5 x UMR	5.118	61.421	919.265.400
Direktur	3	3,5 x UMR	2.150	25.797	386.091.468
Kepala Bagian					
-S2 Teknik Industri	3	2,5 x UMR	1.536	18.426	275.779.620
-S2 Teknik Kimia	1	2,5 x UMR	512	6.142	91.926.540
-S2 Teknik Mesin	1	2,5 x UMR	512	6.142	91.926.540
-S2 Manajemen	1	2,5 x UMR	441	5.292	79.204.041
-S2 Akuntansi	1	2,5 x UMR	512	6.142	91.926.540
Staff Pengembangan					
-S2 Teknik Industri	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S2 Teknik Kimia	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S2 Teknik Mesin	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S2 Manajemen	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S2 Akuntansi	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Produksi					
-S1 Teknik Industri	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S1 Teknik Kimia	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-D3 Teknik Kimia	2	1,2 x UMR	819	9.827	147.082.464
Karyawan Akuntansi dan Anggaran					
-S1 Akuntansi	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Pemasaran					
-S1 Manajemen	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Administrasi dan SDM					
-S1 Manajemen	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S1 Psikologi	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Logistik					
-S1 Manajemen	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Teknik					
-S1 Teknik Mesin	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S1 Teknik Elektro	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-D3 Teknik Mesin	5	1,2 x UMR	1.228	14.741	220.623.696
-D3 Teknik Elektro	5	1,2 x UMR	1.228	14.741	220.623.696
Karyawan Keuangan					
-S1 Akuntansi	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Karyawan Penelitian dan Pengembangan					

-S1 Teknik Kimia	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S1 Kimia	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-S1 Manajemen	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
Sekretaris					
-S1 Manajemen	3	2 x UMR	1.228	14.741	220.623.696
Supir					
-SMA Sederajat	8	1 x UMR	1.638	19.655	294.164.928
Office Boy					
-SMA Sederajat	4	1 x UMR	819	9.827	147.082.464
Environment dan Utility					
-S1 Teknik Kimia	1	2 x UMR	409	4.914	73.541.232
-D3 Teknik Kimia	1	1,2 x UMR	246	2.948	44.124.739
Karyawan Produksi dan Teknisi					
-D3 Teknik Kimia	20	1,2 x UMR	4.914	58.964	882.494.784
-D3 Teknik Mesin	8	1,2 x UMR	1.965	23.585	352.997.914
-D3 Teknik Elektro	8	1,2 x UMR	1.965	23.585	352.997.914
Karyawan Utilitas					
-D3 Teknik Kimia	4	1,2 x UMR	983	11.793	176.498.957
Karaywan Laboratorium					
-D3 Teknik Kimia	4	1,2 x UMR	983	11.793	176.498.957
-SMK Analis Kimia	12	1,2 x UMR	2.948	35.378	529.496.870
Satpam					
-SMA Sederajat	8	1 x UMR	1.638	19.655	294.164.928
Supervisor					
-S1 Teknik kimia	4	2,5 x UMR	2.047	24.568	367.706.160
Total	130		43.210	518.522	7.760.585.723

c. Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Perhitungan komponen biaya produksi total dapat dilihat pada **Tabel D.6** di bawah ini.

Tabel D.6 Perhitungan Komponen Biaya Produksi Total

Parameter	Fixed Cost (US\$)	Variable Cost (US\$)
Direct Production Cost (DPC)		
Raw Materials (10-50% TPC)		110.771.231
Operating Labor (10-20% TPC)	518.522	
Direct Supervisory (10-20% OL)		51.852
Utilities (10-20% TPC)		16.487.960,21
Maintenance and Repairs (2-10% FCI)	483.064	
Operating Supplies (0,5-1% FCI)	120.766	
Laboratory Charges (10-20% OL)		51.852
Patents and Royalties (0-6% TPC)	1.648.796,02	
Total DPC	2.771.148	127.362.895
Fixed Charge		
Depreciation(10% FCI)	2.415.322	
Local Taxes (1-4% FCI)	241.532	
Insurance (0,4-1% FCI)	96.613	
Total FC	2.753.467	
Plant Overhead Cost		16.487.960
General Expenses		
Administrative cost (2-6% TPC)	3.297.592,04	
Distribution Cost (2-20% TPC)	3.297.592,04	
Research and Development (5% TPC)	8.243.980,10	
Financing (0-10% TCI)	664.967	
Total General Expenses	15.504.132	
Total Production Cost	21.028.746	143.850.856

$$\begin{aligned}
 \text{Total Production Cost} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\
 &= (\text{Fixed Cost} + \text{Variable Cost})
 \end{aligned}$$

$$\text{TPC} = (\text{US\$ } 21.028.746 + 0,1 \text{ TPC}) + (143.850.856 + 0,2 \text{ TPC})$$

$$= \text{US\$ } 115.415.721 + 0,3 \text{ TPC}$$

$$0,7 \text{ TPC} = \text{US\$ } 115.415.721$$

$$\text{TPC} = \text{US\$ } 164.879.602$$

TPC = Rp 2.467.711.784.363

Sehingga:

- <i>Direct Production Cost</i>	= US\$ 130.134.044
	= Rp 1.947.683.697.990
- <i>Fixed Charge</i>	= US\$ 2.753.467
	= Rp 41.210.446.694
- <i>Plant Overhead Cost</i>	= US\$ 16.487.960
	= Rp 246.771.178.436
- <i>General Expenses</i>	= US\$ 15.504.132
	= Rp 232.046.461.243
- <i>Fixed Cost</i>	= US\$ 21.028.746
	= Rp 314.731.990.165
- <i>Variable Cost</i>	= US\$ 143.850.856
	= Rp 2.152.979.794.199

4. Harga Penjualan Produk (*Total Sales*)

Produksi	= 42 kg/jam
	= 300.000 ton/tahun
Harga Jual Pasaran	= 0,89 US\$/kg
Harga Jual Pabrik	= 0,89 US\$/kg
	= 0,89 US\$/kg – (20% × 0,89 US\$/kg)
	= 0,71 US\$/kg
Total Penjualan (TS)	= 0,71 US\$/kg × 300.000 ton/tahun × 1000
	= US\$ 213.600.000,00
	= Rp 3.066.708.600.000

5. Analisa Kelayakan Investasi

5.1 Laba

• <i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= US\$ 28.415.548
• Depresiasi	= US\$ 2.415.322
• Total Penjualan Produk (TS)	= US\$ 213.600.000
• <i>Total Production Cost (TPC)</i>	= US\$ 164.879.602

Laba Sebelum Pajak (Laba Kotor)
 = Total Penjualan – Biaya Produksi
 = US\$ 213.600.000– US\$ 164.879.602
 = US\$ 48.720.398
 = Rp 699.490.933.102

Pajak 12,5% (Dirjen Pajak)
 Laba Bersih = Laba Kotor – (Laba Kotor × Pajak)
 = US\$ 42.630.348
 = Rp 612.054.566.464

5.2 Laju Pengembalian Modal (*Rate Of Return*)

$$\begin{aligned}
 ROR &= \frac{\text{lab a bersih}}{TCI} \times 100 \% \\
 &= 150,02 \%
 \end{aligned}$$

5.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Masa *start up* : 2 tahun

Umur pabrik :10 tahun

Kapasitas produk pabrik selama beroperasi :

Tahun I : 70%

Tahun II : 90%

Tahun III dan seterusnya : 100%

Keuntungan masing-masing kapasitas setelah ditambah depresiasi

1. Kapasitas 70%

$$\begin{aligned}
 &= \text{total penjualan 70\%} - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 70\%)\} + \text{depresiasi}] \\
 &= \text{US\$ 149.520.000}
 \end{aligned}$$

2. Kapasitas 90%

$$\begin{aligned}
 &= \text{total penjualan 90\%} - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 90\%)\} + \text{depresiasi}] \\
 &= \text{US\$ 192.240.000}
 \end{aligned}$$

3. Kapasitas 100%

$$= \text{total penjualan } 100\% - [\{\text{fixed cost} + (\text{variable cost} \times 100\%)\} + \text{depresiasi}]$$

$$= \text{US\$ } 213.600.000$$

Jumlah keuntungan selama *start up* adalah= US\$ 102.153.409

$$POT = 2 + \frac{TCI - \text{jumlah keuntungan selama startup}}{\text{keuntungan saat kapasitas } 100\%}$$

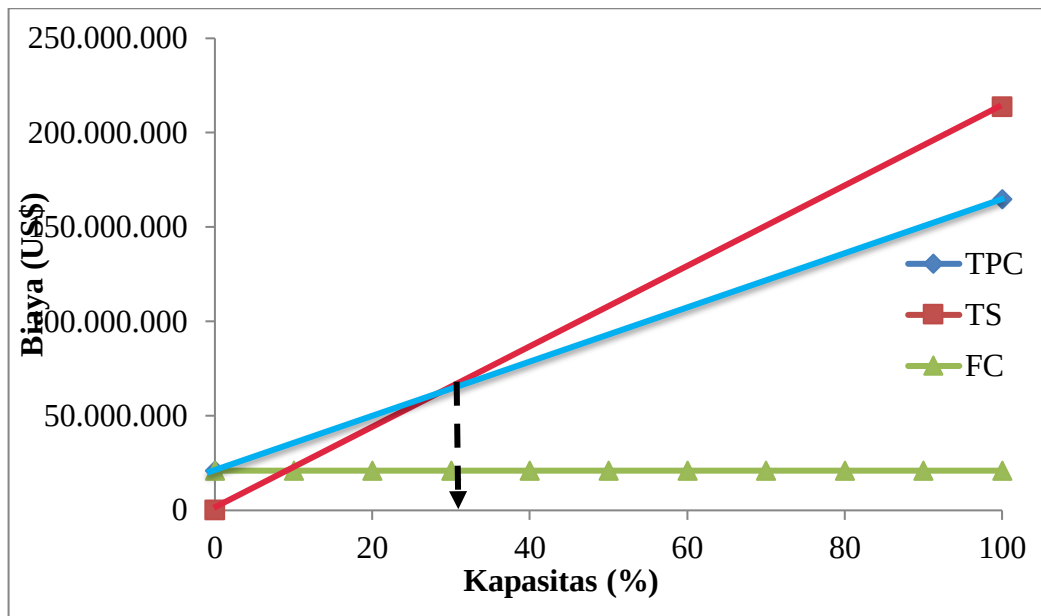
$$= 1,22 \text{ tahun}$$

Maka diperoleh POT sebesar 1 tahun 2 bulan 6 hari

5.4 Titik Impas (*Break Even Point*)

$$\text{Break Even Point (BEP)} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Total Sales} - \text{Variabel Cost}} \times 100\%$$

$$\text{Break Even Point (BEP)} = 30,1 \%$$



Gambar D.2 Kurva BEP