

**PRARANCANGAN PABRIK METHANOL DARI GAS ALAM DAN  
STEAM KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN  
(Prancangan Reaktor Refomer (RE-201))**

**(Skripsi)**

**Oleh**

**SIGIT PERMADI 1615041053**



**JURUSAN TEKNIK KIMA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS LAMPUNG  
BANDAR LAMPUNG  
2023**

## ABSTRAK

### PRARANCANGAN PABRIK METHANOL DARI GAS ALAM DAN STEAM DENGAN KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN

(Prancangan Reaktor Refomer (RE-201))

Oleh

**SIGIT PERMADI**

Pabrik Methanol berbahan baku Gas Alam dan *Steam*, akan didirikan di Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan. Pabrik ini berdiri dengan mempertimbangkan ketersediaan bahan baku, daerah pemasaran, sarana transportasi yang memadai, tenaga kerja yang mudah didapatkan dan kondisi lingkungan.

Pabrik direncanakan memproduksi Methanol sebanyak 300.000 ton/tahun, dengan waktu operasi 24 jam/hari, 330 hari/tahun. Bahan baku yang digunakan adalah Gas Alam 33.828,874 kg/jam dan Steam sebanyak 75.428,149 kg/jam.

Jumlah karyawan sebanyak 134 orang dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) yang dipimpin oleh seorang direktur. Sistem manajemen perusahaan menggunakan struktur organisasi *line* dan *staff*.

Dari analisis ekonomi diperoleh:

<i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	= Rp. 641.318.313.257,-
<i>Working Capital Investment</i> (WCI)	= Rp. 113.173.819.986,-
<i>Total Capital Investment</i> (TCI)	= Rp. 754.492.133.243,-
<i>Break Even Point</i> (BEP)	= 57,39 %
<i>Shut Down Point</i> (SDP)	= 46,08 %
<i>Pay Out Time after Taxes</i> (POT) <sub>a</sub>	= 1,98 tahun
<i>Return on Investment after Taxes</i> (ROI) <sub>a</sub>	= 34,33 %
<i>Discounted Cash Flow</i> (DCF)	= 18,88 %

Mempertimbangkan paparan di atas, sudah selayaknya pendirian pabrik Methanol ini dikaji lebih lanjut, karena merupakan pabrik yang menguntungkan dan mempunyai masa depan yang baik

## ABSTRACT

### PREDESIGN OF METHANOL PLANT FROM NATURAL GAS AND STEAM WITH A CAPACITY OF 300.000 TONS/YEAR

(Reformer Reactor Design (RE-201))

By

SIGIT PERMADI

The Methanol Plant made from Natural Gas and Steam raw materials will be planned to be built in Ogan Komering Ilir, South Sumatra. The plant was established by considering the availability of raw materials, marketing area, transportation facilities, readily available labor, and environmental conditions.

The plant is planned to produce 300,000 tons/year of Methanol, with an operating time of 24 hours/day, 330 days/year. The raw materials used are Natural Gas in the amount of 33.828,874 kilograms/hour and Steam 75.428,149 kilograms/hour.

The quantity of labor is around 134 people. The plant is managed as a Limited Liability Company (PT), which is headed by a Director. The plant is organized in the form of a line and staff structure.

From the analysis of the plant economy is obtained:

<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	= Rp641.318.313.257,-
<i>Working Capital Investment (WCI)</i>	= Rp113.173.819.986,-
<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	= Rp754.492.133.243,-
<i>Break Even Point (BEP)</i>	= 57,39 %
<i>Shut Down Point (SDP)</i>	= 46,08 %
<i>Pay Out Time after Taxes (POT)<sub>a</sub></i>	= 1,98 years
<i>Return on Investment after Taxes (ROI)<sub>a</sub></i>	= 34,33 %
<i>Discounted Cash Flow (DCF)</i>	= 18,88 %

By considering above the summary, it is proper to study further the Methanol Plant established since the plant is profitable and has good prospects.

**PRARANCANGAN PABRIK METHANOL DARI GAS ALAM DAN  
STEAM KAPASITAS 300.000 TON/TAHUN  
(Prancangan Reaktor Refomer (RE-201))**

Oleh

**SIGIT PERMADI**

(Skripsi)

Sebagai salah satu syarat untuk mencapai gelar

**SARJANA TEKNIK**

Pada

Jurusan Teknik Kimia

Fakultas Teknik Universitas Lampung



**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS LAMPUNG  
BANDAR LAMPUNG**

**2023**

Judul Skripsi

**: PRARANCANGAN PABRIK METHANOL DARI  
GAS ALAM DAN STEAM KAPASITAS 300.000  
TON/TAHUN  
(Prancangan Reaktor Refomer (RE-201))**

Nama Mahasiswa

: Sigit Permadi

No. Pokok Mahasiswa

: 1615041053

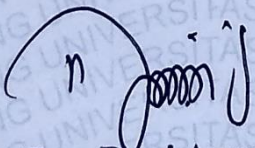
Jurusan

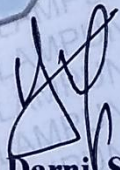
: Teknik Kimia

Fakultas

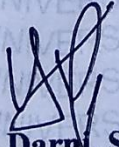
: Teknik



  
**Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.**  
**NIP. 197208252000032001**

  
**Yuli Darni, S.T., M.T.**  
**NIP. 197407122000032001**

**Ketua Jurusan Teknik Kimia**

  
**Yuli Darni, S.T., M.T.**  
**NIP. 197407122000032001**

## MENGESAHKAN

### Tim Penguji

Ketua : Dr. Eng. Dewi Agustina I., S.T., M.T.

Sekretaris : Yuli Darni, S.T., M.T.

Penguji  
Bukan Pembimbing : Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T.

Panca Nugrahini F, S.T., M.T.

Dekan Fakultas Teknik Universitas Lampung



**Dr. Eng. Ir. Helmy Fitriawan, S.T., M.Sc.**

**NIP. 197509282001121002**

Tanggal Lulus Ujian Skripsi : **10 Februari 2023**

## SURAT PERNYATAAN

Dengan ini saya menyatakan bahwa dalam skripsi ini tidak terdapat karya yang pernah dilakukan oleh orang lain dan sepanjang sepengetahuan saya juga tidak terdapat karya atas pendapat yang ditulis atau diterbitkan oleh orang lain, kecuali yang secara tertulis diacu dalam naskah ini sebagaimana diterbitkan dalam daftar pustaka. Selain itu saya menyatakan pada skripsi ini dibuat oleh saya sendiri.

Apabila pernyataan saya ini tidak benar maka saya bersedia dikenai sanksi sesuai hukum yang berlaku.

Bandar Lampung, 2 Maret 2023



**Sigit Permadi**

**NPM. 1615041053**

## RIWAYAT HIDUP



Penulis dilahirkan di Pajar Bulan, pada tanggal 10 Juli 1998, sebagai anak kelima dari lima bersaudara, dari pasangan Bapak Sukarno dan Ibu Siti Rukayah. Penulis menyelesaikan pendidikan Sekolah Dasar di SD Negeri 1 Teluk Beringin Jaya pada Tahun 2011, Sekolah Menengah Pertama di SMP Negeri 1 Bengkunt Belimbing pada Tahun 2014 dan Sekolah Menengah Atas di SMA Negeri 2 Pringsewu pada Tahun 2016.

Pada Tahun 2016, penulis terdaftar sebagai Mahasiswa Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung melalui jalur masuk Penerimaan Mahasiswa Perluasan Akses Pendidikan (PMPAP) Universitas Lampung 2016.

Pada Tahun 2019, penulis melakukan Kerja Praktek di PT Pupuk Sriwidjaja (Pusri) Unit Produksi Urea P-IIB dengan Tugas Khusus “Evaluasi Kinerja Katalis Ammonia Converter (105-D) UNIT AMONIAK PUSRI-IIB”. Selain itu, penulis melakukan penelitian dengan judul “Perancangan Kolom Adsorben Menggunakan Selulosa Xhantat Secara *Continue*”, dimana penelitian tersebut dipublikasikan pada Tahun 2023. Selama kuliah penulis aktif dalam organisasi kemahasiswaan yaitu Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila pada periode 2016/2017 sebagai Staff Departemen Riset FT Unila, pada periode 2018/2019



sebagai Kepala Departemen Edukasi Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (Himatemia) FT Unila, pada periode 2019/2020 sebagai staff Dinas Pendidikan dan Keilmuan BEM FT Unila dan Kepala Departemen Dana dan Usaha UKMU SAINTEK Unila.

# MOTTO

**“MAN JADDA WA JADA”**

**“Siapa yang bersungguh-sungguh pasti akan berhasil”**

**“ALL is WELL”**

**“Alon-alon Asal Kelakon”**

**Sesungguhnya bersama kesulitan ada kemudahan, Maka apabila engkau telah selesai (dari sesuatu urusan) tetaplah bekerja keras untuk urusan yang lain”**

**-(Qs. Al-Insyirah : 6-7)-**

**“Tetap berusaha yang terbaik, selebihnya serahkan pada Allah yang maha kuasa”**

**(Sigit, 2023)**

## *Sebuah Karya Kecilku*

*Dengan segenap hati kupersembahkan tugas akhir ini kepada:*

*Allah SWT,  
Atas kehendak-Nya semua ini ada  
Atas rahmat-Nya semua ini aku dapatkan  
Atas kekuatan dari-Nya aku bisa bertahan.*

*Orang tuaku sebagai tanda baktiku, terima kasih atas segalanya,  
doa, kasih sayang, pengorbanan, semangat dan keikhlasannya.  
Ini hanyalah setitik balasan yang tidak bisa dibandingkan  
dengan berjuta-juta pengorbanan dan kasih sayang  
yang tidak pernah berakhir.*

*Kakakku terimakasih atas segalanya, kasih sayang, semangat dan doa.*

*Rizky Abdillah (Kiki) terimakasih untuk doa dan dukungannya.  
Terimakasih sudah menemani selama menjalani proses di Teknik Kimia.  
Semoga akan terus menemani di perjalanan selanjutnya.*

*Guru-guruku sebagai tanda hormatku,  
terima kasih atas ilmu yang telah diberikan.*

*Kepada Almamaterku tercinta,  
semoga kelak berguna dikemudian hari.*

## SANWACANA

Puji dan syukur penulis panjatkan kepada Allah SWT yang Mahakuasa dan Maha Penyayang, atas segala rahmat dan hidayah-Nya, sehingga tugas akhir ini dengan judul “Prarancangan Pabrik Methanol dari Gas Alam dan *Steam* dengan Kapasitas Tiga Ratus Ribu Ton per tahun” dapat diselesaikan dengan baik.

Tugas akhir ini disusun dalam rangka memenuhi salah satu syarat guna memperoleh derajat kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Lampung.

Penyusunan tugas akhir ini tidak lepas dari bantuan dan dukungan dari beberapa pihak. Oleh karena itu penulis mengucapkan terima kasih kepada:

1. Orangtuaku tercinta atas pengorbanan, doa, cinta dan kasih sayang yang selalu mengiringi disetiap langkahku. Kakak-kakakku atas kasih sayang, doa, dukungan, kepercayaan, ketulusan, bantuan dan semangat
2. Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Lampung.
3. Dr. Eng. Dewi A. Iryani, M.T., selaku dosen pembimbing I, yang telah memberikan pengarahan, masukan, bimbingan, kritik dan saran selama penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
4. Yuli Darni, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing II, atas semua ilmu, saran, masukan dan pengertiannya dalam penyelesaian tugas akhir. Semoga ilmu bermanfaat yang diberikan dapat berguna dikemudian hari.
5. Simparmin Br. Ginting, S.T., M.T. dan Panca Nugrahini F, S.T., M.T. selaku Dosen Penguji yang telah memberikan ilmu, saran dan kritik, juga selaku dosen atas semua ilmu yang telah penulis dapatkan.

6. Seluruh Dosen Teknik Kimia Universitas Lampung, atas semua ilmu dan bekal masa depan yang akan selalu bermanfaat.
7. Risky Abdilllah (Kiki) atas doa, dan semangatnya, dan sudah menjadi tempat cerita dan menemani perjalanan di Teknik Kimia. Semoga akan terus menemani di langkah-langkah selanjutnya.
8. Neo Kurniawan selaku partner TA, yang telah menjadi teman diskusi penulis dalam penyelesaian laporan tugas akhir.
9. Teman-teman kontrakan Jeri, Heru, Adhit, Restu, Fardo, Rian terimakasih sudah berjuang bersama dan saling mengingatkan.
10. Teman-teman seperjuangan angkatan 2016 di Teknik Kimia Universitas Lampung. Semoga kita akan tetap menjadi keluarga selamanya, kalian keluarga terbaik selama di Teknik Kimia. Sukses untuk kita semua dan semoga kita dapat dipertemukan kembali dalam keadaan yang lebih baik suatu saat nanti. Tak akan ada apa-apanya saya tanpa kehadiran kalian semua
11. Kakak-kakak angkatan 1999-2015 dan adik-adik angkatan 2017-2020 yang tidak bisa disebutkan satu persatu. Terimakasih atas bantuannya selama penulis menyelesaikan tugas akhir ini.

Semoga Allah membalas semua kebaikan mereka terhadap penulis dan semoga skripsi ini berguna dimasa yang akan datang.

Bandar Lampung, Februari 2023  
Penulis,

**Sigit Permadi**

## DAFTAR ISI

	Halaman
<b>JUDUL</b> .....	<b>i</b>
<b>ABSTRAK</b> .....	<b>ii</b>
<b>ABSTRACT</b> .....	<b>iii</b>
<b>LEMBAR PERSETUJUAN</b> .....	<b>iv</b>
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	<b>v</b>
<b>SURAT PERNYATAAN</b> .....	<b>vi</b>
<b>RIWAYAT HIDUP</b> .....	<b>vii</b>
<b>MOTTO</b> .....	<b>ix</b>
<b>PERSEMBAHAN</b> .....	<b>x</b>
<b>SANWACANA</b> .....	<b>xi</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>xvi</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>xvii</b>
<b>I. PENDAHULUAN</b>	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Kegunaan Produk .....	2
1.3 Ketersediaan Bahan Baku .....	3
1.4 Analisis Pasar dan Kapasitas Pabrik .....	3
1.5 Lokasi Pabrik .....	5
<b>II. PEMILIHAN PROSES DAN URAIAN PROSES</b>	
2.1 Pemilihan Proses .....	7
2.2 Tinjauan Proses .....	8
2.3 Tinjauan Termodinamika .....	13
<b>III. SPESIFIKASI BAHAN BAKU DAN PRODUK</b>	
3.1 Spesifikasi Bahan Baku .....	22

3.2 Spesifikasi Produk .....	23
<b>IV. NERACA MASSA DAN ENERGI</b>	
4.1 Neraca Massa .....	25
4.2 Neraca Energi .....	34
<b>V. SPESIFIKASI ALAT</b>	
5.1 Peralatan Proses .....	45
5.2 Peralatan Utilitas .....	68
<b>VI. UTILITAS DAN PENGOLAHAN LIMBAH</b>	
6.1 Unit Pendukung Proses.....	94
6.2 Unit Pembangkit Tenaga Listrik .....	111
6.3 Unit Sistem Penyedia Bahan Bakar .....	111
6.4 Unit <i>Refrigerant</i> .....	112
6.5 Unit Penyedia Udara Tekan .....	114
6.6 Pengolahan Limbah.....	114
6.7 Laboratorium.....	115
6.8 Instrumentasi dan Pengendalian Proses.....	119
<b>VII. LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK</b>	
7.1 Lokasi Pabrik .....	122
7.2 Tata Letak Pabrik .....	125
7.3 Tata Letak Peralatan Proses .....	129
<b>VIII. SISTEM MANAJEMEN DAN ORGANISASI PERUSAHAAN</b>	
8.1 Bentuk Perusahaan .....	131
8.2 Struktur Organisasi Perusahaan .....	133
8.3 Tugas dan Wewenang .....	134
8.4 Status Karyawan dan Sistem Penggajian .....	147
8.5 Pembagian Jam Kerja Karyawan .....	148
8.6 Jumlah Tenaga Kerja .....	151
8.7 Kesejahteraan Karyawan .....	152

## **IX. INVESTASI DAN EVALUASI EKONOMI**

9.1 Investasi .....	162
9.2 Evaluasi Ekonomi .....	166
9.3 Angsuran Pinjaman .....	167
9.4 <i>Discounted Cash Flow</i> .....	168

## **X. SIMPULAN DAN SARAN**

10.1 Simpulan .....	170
10.2 Saran .....	170

## **DAFTAR PUSTAKA**

**LAMPIRAN A NERACA MASSA**

**LAMPIRAN B NERACA ENERGI**

**LAMPIRAN C SPESIFIKASI ALAT**

**LAMPIRAN D UTILITAS**

**LAMPIRAN E EKONOMI DAN INVESTASI**

**LAMPIRAN F TUGAS KHUSUS**



## DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1. Data impor methanol di Indonesia .....	3
Tabel 2.1. Data nilai ( $\Delta G^0$ ) dan ( $\Delta H^0_{f298}$ ) standar reaktan dan produk.....	13
Tabel 2.2. Nilai ( $\Delta G^0$ ) dan ( $\Delta H^0$ ) reaktan dan produk pada 298.15 K .....	15
Tabel 2.3. Konstanta $C_p$ .....	16
Tabel 2.4. Nilai ( $\Delta H^0_r$ ) pada 543,15 K .....	17
Tabel 2.5. Nilai ( $\Delta G$ ) pada 543,15 K.....	19
Tabel 2.6. Perbandingan teknologi proses sintesa methanol.....	19
Tabel 4.1. Neraca Massa pada GF-101.....	25
Tabel 4.2. Neraca Massa pada MP-101 .....	26
Tabel 4.3. Neraca Massa pada RE-101.....	26
Tabel 4.4. Neraca Massa pada RE-102/103 .....	27
Tabel 4.5. Neraca Massa pada MP-102.....	28
Tabel 4.6 Neraca Massa pada RE-201.....	29
Tabel 4.7. Neraca Massa Pada <i>Condesor</i> (CD-201).....	30
Tabel 4.8. Neraca Massa Pada <i>KO Drum</i> 2 (KD-201).....	30
Tabel 4.9. Neraca Massa <i>Reactor Metahnol</i> (RE-202).....	31
Tabel 4.10. Neraca Massa pads <i>Chiller</i> (CC-301).....	31
Tabel 4.11. Neraca Massa pada <i>KO Drum</i> (KD-301).....	32
Tabel 4.12. Neraca Massa Kolom Distilasi.....	32

Tabel 4.13 Neraca massa condensor A, B dan C (C-301-C-301C).....	33
Tabel 4.14. Neraca massa <i>reboiler</i> A, B dan C (RB-301A-RB-301C).....	34
Tabel 4.15. Data Konstanta Kapasitas Panas .....	36
Tabel 4.16. Neraca Energi Total Pada GF-101 .....	37
Tabel 4.17. Neraca Energi Total Pada MP-101 .....	37
Tabel 4.18. Neraca Energi Kompresor (CP-101).....	37
Tabel 4.19. Neraca Energi Total Pada HE-101 (CP-101).....	38
Tabel 4.20. Neraca Energi <i>Hydrotreater</i> .....	38
Tabel 4.21. Neraca Energi <i>Desulfurizer</i> .....	38
Tabel 4.22. Neraca Energi pada MP-201 .....	39
Tabel 4.23. Neraca Energi Pada <i>Reformer</i> .....	39
Tabel 4.24. Neraca Energi Total Pada WHB-201 .....	40
Tabel 4.25. Neraca Energi CD-201 .....	40
Tabel 4.26. Neraca Energi KD-201 .....	40
Tabel 4.27. Neraca Energi Kompresor (CP-201) .....	41
Tabel 4.28 Neraca Energi Total Pada HE-202 .....	41
Tabel 4.29 Neraca Energi Total RE-202 .....	42
Tabel 4.30 Neraca Energi Total EV-301 .....	42
Tabel 4.31 Neraca Energi Total CC-301 .....	43
Tabel 4.32 Neraca energi HE-302 .....	43
Tabel 4.33. Neraca energi DC-301 .....	44
Tabel 5.1. Spesifikasi Gas Filter (GF–101) .....	45
Tabel 5.2. Spesifikasi Mix Point (MP-101) .....	46
Tabel 5.3. Spesifikasi Kompresor (CP-101) .....	46

Tabel 5.4. Spesifikasi Heat Exchanger (HE-101) .....	47
Tabel 5.5. Spesifikasi HE –102 .....	48
Tabel 5.6. Spesifikasi <i>Superheater</i> (HE-103) .....	49
Tabel 5.7. Spesifikasi HE-104 .....	50
Tabel 5.8. Spesifikasi HE-105 .....	51
Tabel 5.9. Spesifikasi Blower udara (BW-101) .....	52
Tabel 5.10. Tabel 5.10 Spesifikasi blower fluegas (BW-102).....	52
Tabel 5.11. Tabel 5.11 Spesifikasi stack gas (SG-101).....	52
Tabel 5.12. Spesifikasi Hydrotreater (RE-101) .....	53
Tabel 5.13. Spesifikasi <i>Desulfurizer</i> (RE-102/103) .....	54
Tabel 5.14. Spesifikasi Mix Point (MP-201) .....	54
Tabel 5.15. Spesifikasi <i>Reformer</i> (RE-201) .....	55
Tabel 5.16. Spesifikasi <i>Waste Heat Boiler</i> (HE-201) .....	55
Tabel 5.17. Spesifikasi <i>Condensor</i> (CD-201) .....	56
Tabel 5.18. Spesifikasi Knock Out Drum (KD-201) .....	57
Tabel 5.19. Spesifikasi Kompresor (CP-201) .....	58
Tabel 5.20. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-202) .....	58
Tabel 5.21. Spesifikasi Reaktor Methanol (RE-202) .....	59
Tabel 5.22. Spesifikasi <i>Expander Valve</i> (EV-301) .....	60
Tabel 5.23. Spesifikasi <i>Chiller</i> (CC-301) .....	61
Tabel 5.24. Spesifikasi <i>Knock Out Drum</i> (KD-301) .....	62
Tabel 5.25. Spesifikasi Pompa Proses (PP-301) .....	62
Tabel 5.26. Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i> (HE-203) .....	63
Tabel 5.27. Spesifikasi Menara Destilasi (DC-301) A,B,C .....	64

Tabel 5.28. Spesifikasi Kondensor (CD-301) A,B,C .....	65
Tabel 5.29. Spesifikasi Accumulator ( AC-301 ) A,B,C .....	66
Tabel 5.30. Spesifikasi Reboiler (RE-301) A,B,C.....	66
Tabel 5.31. Spesifikasi Tangki Methanol (ST-301) .....	67
Tabel 5.32. Spesifikasi Tangki Alum (ST – 401) .....	68
Tabel 5.33. Spesifikasi Tangki Kaporit (ST – 402) .....	68
Tabel 5.34. Spesifikasi Tangki Soda Kaustik (ST – 403) .....	69
Tabel 5.35. Spesifikasi <i>Clarifier</i> (CL – 401) .....	70
Tabel 5.36. Spesifikasi <i>Sand Filter</i> (SF-401) .....	70
Tabel 5.37. Spesifikasi Tangki Air Filter (ST – 404) .....	71
Tabel 5.38. Spesifikasi Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> (ST-405) .....	71
Tabel 5.39. Spesifikasi Tangki Dispersant (ST-406) .....	72
Tabel 5.40. Spesifikasi Tangki Inhibitor (ST-407) .....	72
Tabel 5.41. Spesifikasi <i>Cooling Tower</i> (CT – 401) .....	73
Tabel 5.42. Spesifikasi <i>Cation Exchanger</i> (CE-401) .....	74
Tabel 5.43. Spesifikasi <i>Anion Exchanger</i> (AE – 401) .....	74
Tabel 5.44. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Air Kondensat (ST – 409) .....	75
Tabel 5.45. Spesifikasi Tangki Hidrazin (ST-410) .....	75
Tabel 5.46. Spesifikasi <i>Deaerator</i> (DA – 401) .....	76
Tabel 5.47. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-401) .....	76
Tabel 5.48. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403) .....	77
Tabel 5.49. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-403) .....	78
Tabel 5.50. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-404) .....	78
Tabel 5.51. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-405) .....	79

Tabel 5.52. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-406).....	79
Tabel 5.53. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-407).....	80
Tabel 5.54. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-408).....	81
Tabel 5.55. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-409).....	81
Tabel 5.56. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-410).....	82
Tabel 5.57. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-411) .....	82
Tabel 5.58. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-412) .....	83
Tabel 5.59. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-413) .....	83
Tabel 5.60. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-414) .....	84
Tabel 5.61. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-415) .....	85
Tabel 5.62. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-416) .....	85
Tabel 5.63. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-417) .....	86
Tabel 5.64. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-418) .....	86
Tabel 5.65. Spesifikasi Pompa Utilitas (PU-419) .....	87
Tabel 5.66. Spesifikasi <i>Recivier</i> (RC-401).....	88
Tabel 5.67. Spesifikasi <i>Expander Valve</i> (EV-401).....	88
Tabel 5.68. Spesifikasi <i>Chiller</i> (CC-401) .....	89
Tabel 5.69. Spesifikasi Kompresor (CP-401) .....	90
Tabel 5.70. Spesifikasi Kondensor (CD-401) .....	90
Tabel 5.71. Spesifikasi <i>Air Dryer</i> (AD – 401) .....	91
Tabel 5.72. Spesifikasi <i>Air Compressor</i> (AC-401) .....	92
Tabel 5.73. Spesifikasi <i>Cyclone</i> (CYC-401) .....	92
Tabel 5.74. Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 1 (BU – 401) .....	93
Tabel 5.75. Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 2 (BU – 402) .....	93

Tabel 5.76. Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 3 (BU – 403) .....	93
Tabel 5.77. Spesifikasi <i>Blower</i> Udara 4 (BU – 404) .....	94
Tabel 6.1. Kebutuhan Air Pendingin .....	98
Tabel 6.2. Peralatan yang membutuhkan <i>Steam</i> .....	102
Tabel.6.3. Tingkat Kebutuhan Informasi dan Sistem Pengendalian .....	120
Tabel 6.4. Pengendalian Variabel Utama Proses.....	121
Tabel.7.1. Pemilihan Lokasi Pabrik .....	122
Tabel 8.1. Jadwal kerja masing - masing regu .....	150
Tabel 8.2. Penggolongan Jumlah Tenaga Kerja .....	151
Tabel 9.1. <i>Fixed capital investment</i> .....	163
Tabel 9.2. <i>Manufacturing cost</i> .....	164
Tabel 9.3. <i>General expenses</i> .....	165
Tabel 9.4. Hasil uji kelayakan ekonomi .....	169

## DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 1.1. Regersi linear kebutuhan impor methanol di Indonesia .....	4
Gambar 1.2. Lokasi rencana pendirian pabrik.....	5
Gambar 2.1. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah - ICI.....	9
Gambar 2.2. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah - Lurgi .....	10
Gambar 2.3. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah/Sedang .....	7
Gambar 2.4. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang.....	12
Gambar 2.5. Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang .....	13
Gambar 6.1. <i>Cooling Tower</i> .....	100
Gambar 6.2. <i>Diagram Cooling Water System</i> .....	101
Gambar 6.3. <i>Deaerator</i> .....	103
Gambar 6.4. Diagram Alir Pengolahan Air .....	104
Gambar 6.5. Diagram Alir Unit refrigerant.....	112
Gambar 7.1. Peta Lokasi Pabrik .....	123
Gambar 7.2. Tata Letak Pabrik .....	128
Gambar 7.3. Tata Letak Alat Proses .....	131
Gambar 8.1. Struktur Organisasi Perusahaan .....	137
Gambar 9.1. Kurva <i>Cummulative Cash Flow</i> .....	168

## BAB I

### PENDAHULUAN

#### 1.1 Latar Belakang

Metil alkohol atau yang lebih dikenal dengan sebutan metanol merupakan produk industri hulu petrokimia yang mempunyai rumus molekul  $\text{CH}_3\text{OH}$ . Metanol mempunyai berat molekul 32,043 g/mol dan berwujud cair pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferis. Titik didih metanol sebesar  $64,7^\circ\text{C}$  dan titik leburnya sebesar  $-98,68^\circ\text{C}$ . Metanol mempunyai sifat mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas.

Metanol merupakan bahan kimia dasar yang banyak digunakan dalam berbagai industri sebagai senyawa *intermediate* yang menjadi bahan baku berbagai industri antara lain: industri asam asetat, *formaldehid*, *Methyl Tertier Buthyl Eter* (MTBE), *polyvinyl*, *polyester*, *rubber*, resin sintesis, farmasi, *Dimethyl Ether* (DME), dan lain sebagainya. Untuk Indonesia sendiri, 80% pembeli metanol adalah industri *formaldehid* yang menghasilkan *adhesives* untuk *plywood* dan industri *wood processing* lainnya. (Indonesian Commercial Newsletter, 2010)

Metanol juga diproyeksikan sebagai bahan bakar alternatif masa depan karena memiliki bilangan oktan yang tinggi dengan pembakaran yang lebih sempurna



sehingga gas karbon monoksida sebagai hasil samping reaksi utama yang dihasilkan semakin sedikit. Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar langsung, metanol dapat dikonversikan menjadi etilen atau propilen pada proses *Methyl-to-Olefins* (MTO) yang dapat menghasilkan *hydrocarbon fuels*. (Nonam Park et al., 2014)

Saat ini Indonesia baru memiliki satu pabrik metanol yakni PT Kaltim Methanol Industri (PT KMI) dengan kapasitas terpasang sebesar 660.000 MTPY dan *Pure Methanol grade AA* (purity min 99,85%). Dalam prosesnya pabrik metanol ini menggunakan gas alam dari Badak Gas Field Center sebagai bahan baku. Produksi dari PT. Kaltim Methanol Industri telah dipasarkan berbagai wilayah Indonesia maupun luar negeri. Untuk pemasaran luar negeri dilakukan oleh Sojitz Corporation sebesar 70% (480.000 MT) dan sisanya 30% (180.000 MT) untuk wilayah Indonesia oleh PT. Humpuss. (Airlangga Hartarto, 2016)

## **1.2 Kegunaan Produk**

Kegunaan dari Methanol adalah sebagai berikut:

1. Sebagai bahan baku industri kimia seperti turunan produk metil dan formaldehid
2. Bahan baku pembuatan biodiesel
3. Dapat digunakan sebagai bahan bakar kendaraan bermotor
4. Digunakan sebagai pelarut

### 1.3 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku utama berupa gas alam yang didapatkan dari PT. Pertamina yang berlokasi di Prabumulih

### 1.4 Analisis Pasar dan Kapasitas Pabrik

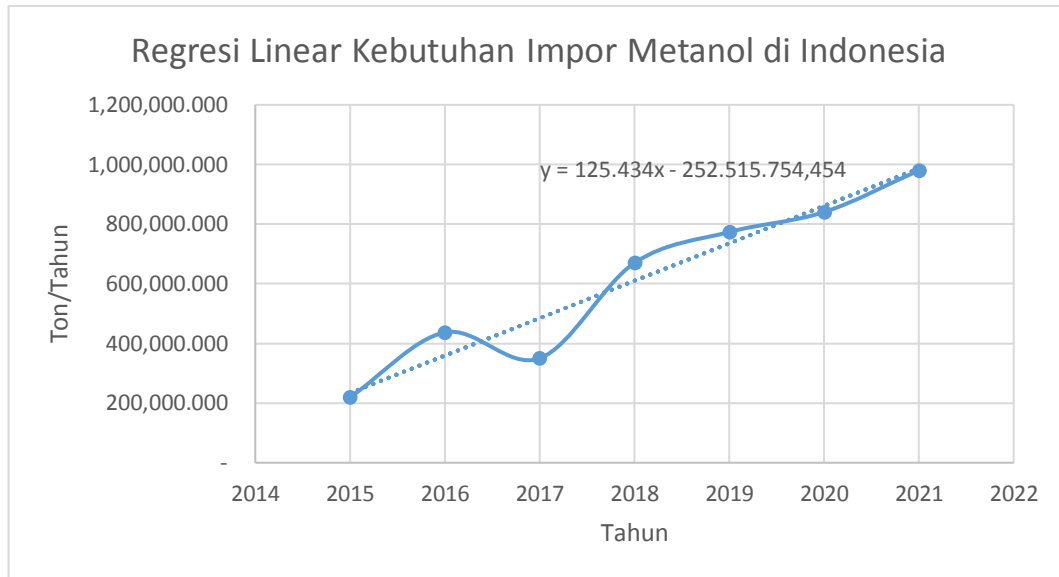
Jumlah impor methanol di Indonesia pada berapa tahun terakhir adalah sebagai berikut:

**Tabel 1.1 Data impor methanol di Indonesia**

Tahun	Jumlah (Ton/Tahun)
2015	219.413,820
2016	436.987,818
2017	350.026,050
2018	669.945,889
2019	773.651,427
2020	840.408,303
2021	979.974,157

Sumber : BPS, 2021

Berdasarkan data kebutuhan impor methanol di Indonesia dari Tabel 1.1, diperoleh persamaan regresi linier,  $y = 125.434x - 252.515.754$ . Apabila diproyeksikan pada tahun 2025 diperkirakan kebutuhan methanol mencapai sekitar 1.488.095,548 Ton/Tahun (Gambar 1.1).



Gambar 1.1 Regersi linear kebutuhan impor methanol di Indonesia

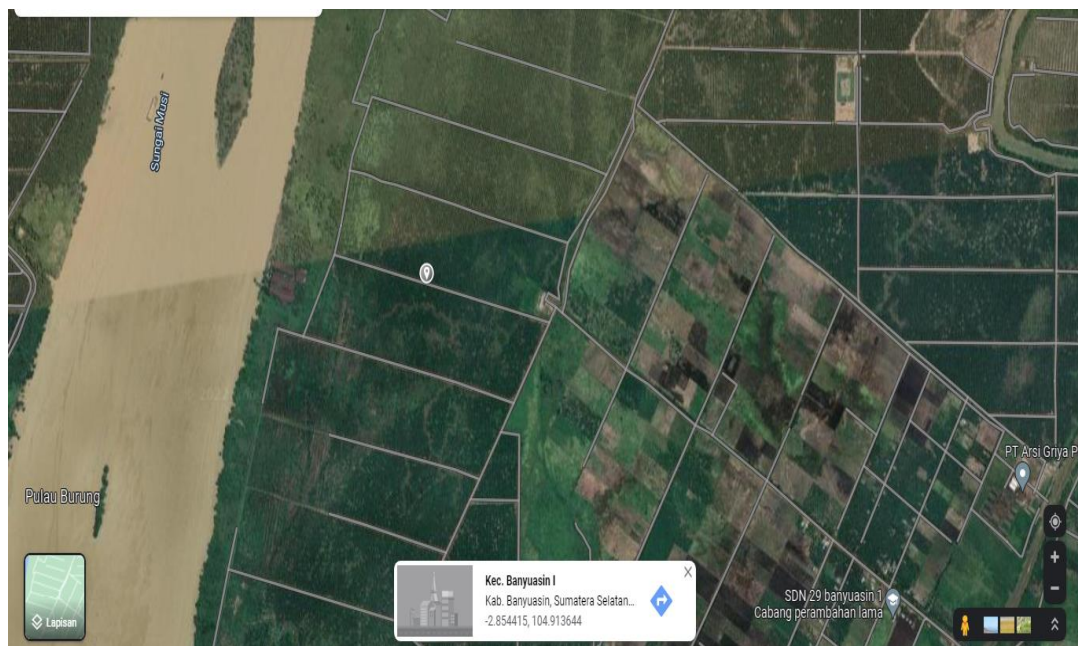
Berdasarkan hasil pendekatan regresi linier di atas kapasitas produksi pabrik methanol direncanakan sebesar 300.000 ton/tahun atau sekitar 20% kebutuhan.

Dengan kapasitas sebesar ini diharapkan:

- Dapat mengurangi impor methanol dari negara lain yang terus mengalami peningkatan, sehingga kebutuhan dalam negeri dapat terpenuhi dengan hasil produksi industri pabrik lokal.
- Dapat menggerakkan pertumbuhan industri dengan membuka kesempatan berdirinya industri lain yang menggunakan methanol sebagai bahan baku.
- Membuka lapangan kerja kepada penduduk di sekitar wilayah industri yang akan didirikan.

## 1.5 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi merupakan hal yang penting dalam perancangan suatu pabrik sehingga diperlukan pertimbangan yang matang. Hal ini dikarenakan lokasi pabrik sangat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam persaingan, penentuan kelangsungan produksi dan eksistensinya di masa datang serta meminimalisasi biaya produksi dan distribusi.



Gambar 1.2 Lokasi rencana pendirian pabrik ([www.google.co.id/maps](http://www.google.co.id/maps))

Adapun lokasi pendirian pabrik methanol adalah di Kecamatan Banyuasin 1, Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan dengan pertimbangan sebagai berikut:

### 1. Ketersediaan bahan baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat diprioritaskan. Lokasi pabrik ini cukup

tepat mengingat sumber bahan baku gas alam diperoleh dari PT. Pertamina Plaju. Dengan lokasi pabrik yang dekat bahan baku dapat juga mengurangi biaya transportasi bahan baku.

## 2. Sistem transportasi

Sistem transportasi di daerah ini, meliputi jalan raya, kereta api, bandara dan pelabuhan, relatif mudah dan sudah tersedia bagi kepentingan umum sehingga juga memudahkan distribusi produk.

## 3. Sarana pendukung utilitas

Fasilitas pendukung berupa air, listrik dan bahan bakar tersedia cukup memadai karena merupakan kawasan industri.

## 4. Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja baik yang berpendidikan tinggi, menengah maupun tenaga kerja terampil tersedia dalam jumlah yang cukup.

## 5. Stabilitas kondisi daerah

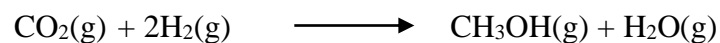
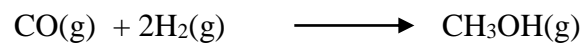
Di daerah Banyuasin masih tersedia lahan yang cukup luas, dengan fasilitas penunjang seperti listrik, air, dan bahan bakar yang cukup baik. Kondisi daerah cukup stabil dan keadaan iklimnya normal. Hal ini sangat menunjang operasional pabrik agar dapat berjalan dengan lancar.

## BAB II

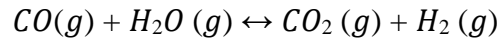
### PEMILIHAN DAN DESKRIPSI PROSES

#### 2.1 Pemilihan Proses

Metanol dapat diproduksi dari proses hidrogenasi karbon dioksida dengan bantuan katalis. Secara umum, reaksi sintesis metanol pada fase gas pada katalis berbasis Cu dapat disajikan sebagai berikut :



Reaksi diatas merupakan reaksi eksotermis dan terjadi penurunan jumlah mol atau volum. Untuk mencapai konversi kesetimbangan yang tinggi berdasar prinsip kesetimbangan, maka diinginkan proses yang memiliki tekanan tinggi dan bersuhu rendah. Namun di sisi lain, reaksi ini berlangsung atas bantuan katalis padat sehingga memerlukan suhu yang tinggi untuk mencapai kecepatan reaksi yang tinggi. Dengan demikian, diperlukan sebuah proses optimasi suhu demi mendapatkan konversi yang optimal. Selain reaksi di atas, terdapat reaksi lain yang dapat terjadi yaitu reaksi water-gas shift:



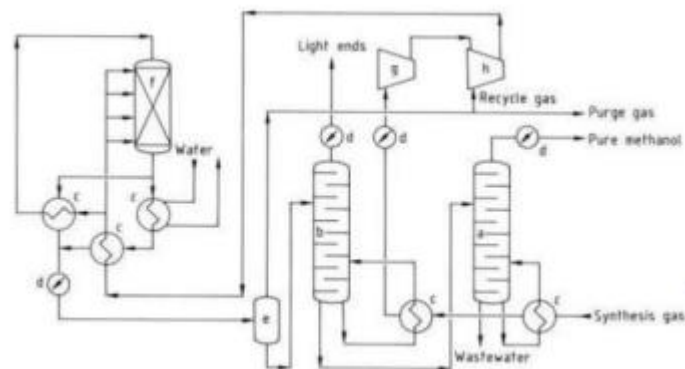
Pada sintesis metanol, pemilihan jenis katalis berperan penting dalam mempengaruhi kondisi operasi sintesis methanol. Masing-masing katalis memiliki aktivitas katalitik yang optimum pada kondisi tertentu, misal katalis Cu/Zn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> bekerja baik pada kondisi operasi suhu 180°C – 280°C dan tekanan 15 bar - 51 bar dimana dengan proses hidrogenasi karbon dioksida menggunakan katalis Cu/Zn/Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> produk utama yang dihasilkan yaitu 7 metanol, CO, dan air. Metan, dimetileter, dan metil formiat juga dihasilkan dari reaksi, tetapi selektivitas terhadap produk kurang dari 0,1%. (Saito et al.,1998)

## 2.2 Tinjauan Proses

### 1. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – ICI

Proses ini mulai dikembangkan pada tahun 1960 – an oleh perusahaan pengembangan proses Imperial Industries, Ltd. Proses 9 sintesis ini menggunakan tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu. Penggunaan katalis Cu sudah dikembangkan pada tahun 1920 – an, tetapi penggunaan katalis tersebut belum digunakan dalam proses sintesis metanol pada saat itu. Hal tersebut dikarenakan katalis berbasis Cu dapat teracuni jika terdapat senyawa sulfur pada umpan reactor sehingga proses sintesis metanol tekanan rendah dengan katalis berbasis Cu dapat dikembangkan

saat tersedia teknologi pemisahan sulfur dari syngas. Proses ini menggunakan umpan syngas yang mengandung karbon monoksida, karbon dioksida, hidrogen, dan metana. Untuk mengatur rasio CO/H<sub>2</sub> digunakan shift-converter. Umpan kemudian dinaikkan tekanannya hingga 50 atm pada kompresor jenis sentrifugal, kemudian diumpukan ke dalam reaktor jenis quench pada suhu operasi 250°C. Quench converter berupa single bed yang mengandung katalis pendukung yang bersifat inert. Hasil reaksi berupa crude methanol yang mengandung air, dimetil eter, ester, besi karbonil, dan alkohol lain. Hasil reaksi tersebut kemudian didinginkan dan crude methanol dipurifikasi dengan cara distilasi. Dalam pengembangannya, karena dianggap kurang menguntungkan, ICI mengganti jenis reaktor yang digunakan dari quench reactor menjadi tube



berpendingin yang pada prinsipnya sama dengan yang digunakan oleh Lurgi (Lee, 1990).

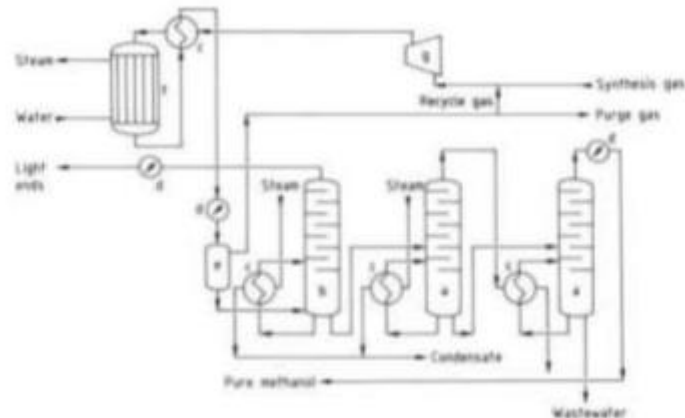
Gambar 2.1 Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah - ICI

## 2. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah – Lurgi

Pada proses sintesis metanol dengan teknologi Lurgi, digunakan reaktor yang beroperasi pada kisaran suhu 220°C – 260°C dan kisaran tekanan 40



– 100 bar. Desain reaktor berbeda dari pendahulunya, teknologi ICI. Pada teknologi Lurgi digunakan reaktor quasi isothermal shell and tube, reaksi metanol terjadi di tube side yang berisi katalis dan pada shell side dialirkan pendingin. Selain itu, pada teknologi ini, peranan reaktor juga sebagai



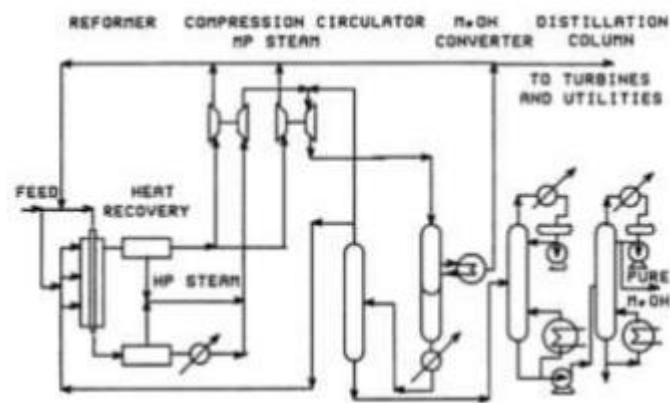
pembangkit steam bertekanan 40-50 bar (Lee,1990).

Gambar 2.2 Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah - Lurgi

### 3. Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah dan Sedang – Mitsubishi Gas Chemical (MGC)

Pada proses sintesis metanol dengan teknologi MGC, sintesis metanol masih menggunakan katalis berbasis tembaga (Cu) dengan kondisi operasi reaktor pada kisaran suhu  $200^{\circ}\text{C}$  –  $280^{\circ}\text{C}$  dan kisaran tekanan 50 – 150 atm. Pada awalnya perusahaan Jepang ini menggunakan tekanan 150 atm, namun kemudian dikembangkan untuk tekanan kurang dari 100 atm. Proses MGC menggunakan reaktor dengan double-walled tubes dimana pada bagian anulus diisi dengan katalis. Syngas mengalir melalui pipa bagian dalam sedangkan pipa bagian luar dialiri oleh air pendingin (Ullmann,2005).

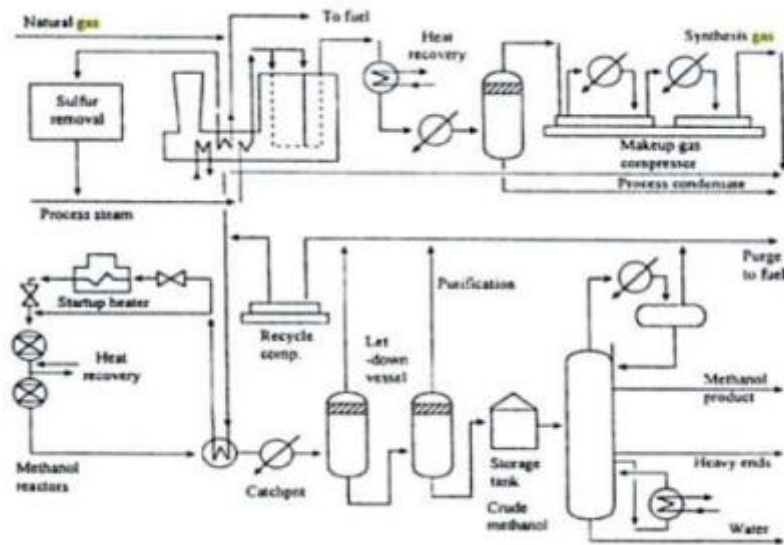
Proses MGC menggunakan hidrokarbon sebagai umpan. Umpan dihilangkan kandungan sulfurnya sebelum masuk ke steam reformer yang beroperasi pada 500°C. Arus keluar dari steam reformer bersuhu 800°C – 850°C yang mengandung karbon monoksida, karbon dioksida, dan hidrogen. Selanjutnya syngas yang dihasilkan dinaikkan tekanannya dengan kompresor sentrifugal dan dicampur dengan arus recycle sebelum diumpankan ke dalam reaktor (Lee,1990).



Gambar 2.3 Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Rendah/Sedang – MGC

#### 4. Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang – Kellogg

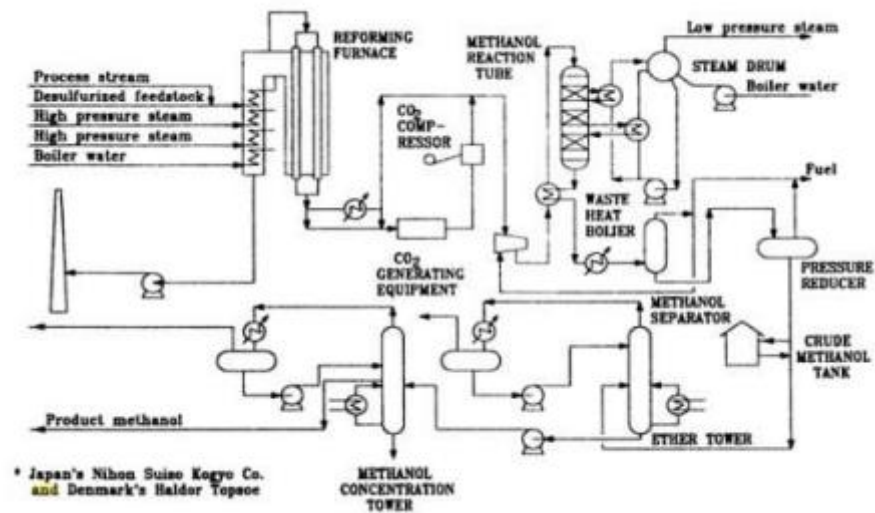
M.W. Kellogg Co. memperkenalkan reaksi sintesis yang sangat berbeda, tetapi pada dasarnya merupakan reaktor tipe adiabatik. Reaktor berbentuk bulat dan didalamnya berisi tumpukan katalis. Gas sintesis mengalir melalui beberapa bed reaktor yang tersusun aksial berseri. Kebalikan dari proses ICI, panas reaksi yang dihasilkan dikontrol dengan intermediate coolers. Proses ini menggunakan katalis tembaga dan beroperasi pada rentang suhu 200°C-280°C serta tekanan 100-150 atm. (Ullmann,2005)



Gambar 2.4 Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang – Kellogg

## 5. Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang –Nissui Topsoe

Skema reaktor dari proses Nissui Topsoe dari Denmark didesain oleh Nihon Suiso Kogyo of Japan. Reaktor yang digunakan bertipe adiabatik dengan aliran radial berjumlah tiga yang masing-masing memiliki satu tumpukan katalis dan penukar panas internal. Sintesis gas mengalir secara radial melalui katalis bed. Tekanan operasi dari proses ini diatas 150 bar dan suhu operasi 200°C-310°C. Produk pertama perlu didinginkan sebelum reaktor kedua,. Hasil pendinginan berupa uap (steam) bertekanan rendah. Katalis yang digunakan berupa Cu-Zn-Cr yang aktif pada 230°C-280°C dan 100-200 atm. (Lee,1990).



Gambar 2.5 Diagram Proses Sintesis Metanol Tekanan Sedang -Nissui Topsoe

## 2.3 Tinjauan Termodinamika

### 2.3.1 Menghitung entalpi reaksi ( $\Delta H^0_{f298}$ ) dan energi bebas Gibbs ( $\Delta G^0$ )

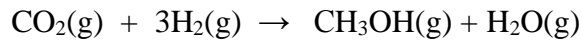
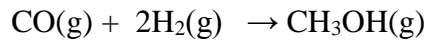
Secara termodinamika entalpi reaksi ( $\Delta H^0_{f298}$ ) dan energi bebas Gibbs ( $\Delta G^0$ ) dapat dilihat pada tabel 2.1.

Tabel 2.1 Data nilai ( $\Delta G^0$ ) dan ( $\Delta H^0_{f298}$ ) standar reaktan dan produk

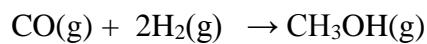
Komponen	Rumus Molekul	$\Delta H^0_{f298}$ (kJ/mol)	$\Delta G^0$ (kJ/mol)
Metanol	CH <sub>3</sub> OH	-200,660	-161,960
Hidrogen	H <sub>2</sub>	0	0
Karbon monoksida	CO	-110,540	-137,280
Karbon dioksida	CO <sub>2</sub>	-393.510	-394,380
Air	H <sub>2</sub> O	-241,800	-226,600

Sumber : Yaws,1999

Reaksi yang terjadi yaitu :



**a. Menghitung entapi standar ( $\Delta H^0_{f298}$ ) :**

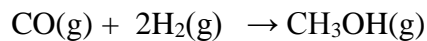


$$\Delta H^0_{f298} = \Delta H^0_{f298 \text{ produk}} - \Delta H^0_{f298 \text{ reaktan}}$$

$$\Delta H^0_{f298} = [(-200,660 \text{ kJ/mol})] - [(-110,54 \text{ kJ/mol}) + (2 \times 0 \text{ kJ/mol})]$$

$$\Delta H^0_{f298} = -90,120 \text{ kJ/mol}$$

**b. Menghitung energi bebas gibbs standar ( $\Delta G^0$ ) :**



$$\Delta G^0 = \Delta G^0 - \Delta G^0$$

$$\Delta G^0_{f298} = [(-161,960 \text{ kJ/mol}) + (-226,60 \text{ kJ/mol})] - [(-137,28 \text{ kJ/mol}) + (3 \times 0 \text{ kJ/mol})]$$

$$\Delta G^0 = -24,680 \text{ kJ/mol}$$

Dengan cara yang sama untuk semua reaksi maka di dapatkan Entapi  $\Delta H^0_{f298}$  dan energi bebas gibbs  $\Delta G^0$  sebagai berikut:

**Tabel 2.2 Nilai ( $\Delta G^0$ ) dan ( $\Delta H^0_{f298}$ )**

Reaksi	$\Delta H^0_{f298}$ (kJ/mol)	$\Delta G^0_{f298}$ (kJ/mol)
$\text{CO(g)} + 2\text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH(g)}$	-90,120	-24,680
$\text{CO}_2\text{(g)} + 3\text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH(g)} + \text{H}_2\text{O(gas)}$	-48,950	5,820

**c. Menghitung entalpi pada suhu operasi ( $\Delta H_r$ )**

Untuk menghitung  $\Delta H_r$  pada suhu tertentu menggunakan persamaan sebagai berikut (Smith, 2001) :

$$\Delta H_r = \Delta H^0_{f298} + (\Delta C_p)H (T-T_0)$$

$$\text{ICPH} = \int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} dT = \text{MCPH} (T-T_0)$$

$$\text{MCPH} = A + B/2 T_0 (\tau+1) + C/3 T_0^2 (\tau^2+\tau+1) + D/ (\tau T^2)$$

$$\tau = T/T_0$$

Nilai konstanta A, B, C, dan D didapat dari tabel konstanta  $C_p$  dari Apendix C.1 dari buku Thermmodinamic (Smith, 2001).

**Tabel 2.3 Nilai Konstanta Cp Pada Setiap Bahan**

<b>Komponen</b>	<b>A</b>	<b>B 10<sup>3</sup></b>	<b>C10<sup>6</sup></b>	<b>D10<sup>-5</sup></b>
Metanol	2,211	12,216	-3,450	0
Hidrogen	3,249	0,422	0	0,083
Karbon monosida	3,376	0,557	0	-0,031
Karbon dioksida	5,457	1,045	0	-1,157
Air	3,470	1,450	0	0,121

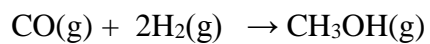
Diketahui:

$$T = 250 \text{ C} = 523,15$$

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

$$\tau = T/T_0 = \frac{523.15}{298.15} = 1,754$$

reaksi :



$$\Delta A = (A_{\text{CH}_3\text{OH}}) - (A_{\text{CO}} + A_{\text{H}_2}) = -7,663$$

Maka dengan cara yang sama didapatkan nilai  $\Delta B$ ,  $\Delta C$  dan  $\Delta D$  sebesar:

$$\Delta B = -0,024567$$

$$\Delta C = -0,00000345$$

$$\Delta D = -13.500$$

Sehingga:

$$\text{MCPH} = -7,663 + \left(-\frac{-0,024567}{2} \times 298.15 \times (\tau + 1)\right) + \left(\frac{-0,00000345}{3} 298.15^2 (\tau^2 + \tau + 1)\right) + \frac{-13500}{(\tau T^2)}$$

$$\text{MCPH} = -18,708$$

$$\Delta H_r = -90,120 \text{ kJ/mol} + (8,314 \times -18,708 \text{ kJ/mol})$$

$$\Delta H_r = -243,383 \text{ kJ/mol}$$

Dengan cara yang sama pada reaksi kedua, maka didapat nilai  $\Delta H_r^0$  pada suhu 523,15 K sebagai berikut:

**Tabel 2.4 Nilai ( $\Delta H_r$ ) pada 543,15 K**

Reaksi	$\Delta H_r$ (kJ/mol)
$\text{CO(g)} + 2\text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH(g)}$	-243,383
$\text{CO}_2\text{(g)} + 3\text{H}_2\text{(g)} \rightarrow \text{CH}_3\text{OH(g)} + \text{H}_2\text{O(g)}$	-88,829
<b>Total</b>	<b>-332,212</b>

#### d. Menghitung energi bebas gibbs pada kondisi operasi ( $\Delta G$ )

Selanjutnya untuk menghitung  $\Delta G$  reaksi menggunakan persamaan sebagai berikut (Smith, 2001) :

$$\Delta G = \Delta H_r - \frac{T}{T_0} (\Delta H_0 - \Delta G_0) + R \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT + \int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T}$$

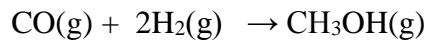
$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} dT = \text{MCPH} (T - T_0)$$

$$\text{MCPH} (T - T_0) = [A + B/2 T_0 (\tau + 1) + C/3 T_0^2 (\tau^2 + \tau + 1) + D/(\tau T^2)] \times R$$



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

Maka untuk menghitung energi gibbs pada kondisi operasi yaitu :



$$\Delta A = (\Delta C_{\text{H}_3\text{OH}}) - [\Delta C_{\text{CO}} + 2\Delta C_{\text{H}_2}] = -9,744$$

Maka dengan cara yang sama didapatkan nilai  $\Delta B$ ,  $\Delta C$  dan  $\Delta D$  sebesar:

$$\Delta B = 0,010327$$

$$\Delta C = -0,00000345$$

$$\Delta D = 99.100$$

Diketahui:

$$T = 250 \text{ C} = 523,15 \text{ K}$$

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

$$\tau = T/T_0 = \frac{523,15}{298,15} = 1,755$$

Maka :

$$\int_{T_0}^T \frac{C_p}{R} dT = -45,429$$

$$\int_{T_0}^T \frac{\Delta C_p}{R} \frac{dT}{T} = -25,969$$

$$\Delta G = -245,659 - \left( \frac{T}{T_0} \times (-90,12 - (-24,68)) \right) + -45,429 + -25,969$$

$$\Delta G = -46,695 \text{ kJ/mol}$$

Dengan cara yang sama maka didapatkan  $\Delta G$  untuk masing-masing reaksi adalah sebagai berikut:

**Tabel 2.5 Nilai ( $\Delta G$ ) pada 543,15 K**

Reaksi	$\Delta Gr(\text{kJ/mol})$
$\text{CO}(\text{g}) + 2\text{H}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}(\text{g})$	-46,695
$\text{CO}_2(\text{g}) + 3\text{H}_2(\text{g}) \rightarrow \text{CH}_3\text{OH}(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g})$	-20,889
<b>Total</b>	<b>-67,583</b>

Berdasarkan nilai  $\Delta H_r$ , didapatkan nilai sebesar -332,212 kJ/mol. Maka secara keseluruhan reaksi yang terjadi bersifat eksotermis atau memerlukan pendingin untuk melangsungkan keseluruhan reaksi. Didapatkan juga nilai  $\Delta G$  sebesar -67,583 kJ/mol. Karena nilai  $\Delta G < 0$ , maka reaktan mudah bereaksi menjadi produk.

**Tabel 2.6 Perbandingan teknologi proses sintesa metanol**

No.	Spesifikasi	ICI	Lurgi	MGC	Kellog	Nissui Tpsoe
1	-Tekanan (bar) -Suhu ( $^{\circ}\text{C}$ )	50-100 220-280	40-100 220-360	50-150 200-280	100-150 200-280	100-200 200-310
2	Jenis Reaktor	Quench	Shell and Tube	Annular	Shell and Tube	Shell and Tube
3	Kelebihan	Paling banyak digunakan pada industri	Efisiensi termal dan selektivitas yang tinggi, suhu lebih stabil	Profil suhu ideal, katalis yang dibutuhkan sedikit	Kecepatan dan kapasitas produksi tinggi	Kecepatan dan kapasitas produksi tinggi
4	Kekurangan	Efisiensi termal rendah	Kapasitas produksi tidak terlalu besar	Rumit dan biaya reaktor mahal	Tingginya kondisi operasi menurunkan selektivitas	Tingginya kondisi operasi menurunkan selektivitas

Dari berbagai proses di atas, dipilih proses sintesis metanol menggunakan reaktor Lurgi (reaktor fixed bed multitube) dengan pertimbangan sebagai berikut :

a. Perpindahan Panas Baik

Dengan reaktor multitube, adanya tube akan memperluas bidang kontak antara reaktan dan media pendinginnya. Semakin luas bidang perpindahan panas, semakin cepat kecepatan perpindahan panasnya. Reaksi sintesis metanol merupakan reaksi eksotermis. Sehingga, perpindahan panas yang cepat diperlukan untuk mengontrol suhu reaksi sintesis metanol dengan baik.

b. Selektivitas Produk Tinggi

Pada proses ini digunakan katalis berbasis tembaga dengan pendukung berupa senyawa seng dan aluminium ( $\text{Cu/ZnO/Al}_2\text{O}_3$ ). Penggunaan katalis berbasis tembaga telah terbukti memiliki selektivitas tinggi terhadap produk metanol, sehingga mayoritas pabrik metanol saat ini menggunakan katalis tersebut.

c. Fabrikasi Reaktor Relatif Sederhana

Reaktor yang digunakan ini mirip dengan heat exchanger (HE) jenis multitube, yang merupakan alat yang umum digunakan di pabrik kimia. Dengan perkembangan teknologi pembuatan HE yang semakin maju, pembuatan reaktor dengan jenis ini relatif mudah dilakukan.

d. Kondisi Operasi Termasuk Kategori Rendah Penggunaan jenis reaktor dan katalis pada proses Lurgi ini, kondisi operasi yang diperlukan tidak terlalu ekstrim ( $P < 100 \text{ atm}$ ,  $T < 300 \text{ }^\circ\text{C}$ ). Sebagai pembandingan, proses sintesis metanol skala industri yang pertama kali didirikan (Proses BASF), memiliki tekanan operasi 300 atm dan dengan suhu yang ekstrim. Dengan kondisi operasi proses Lurgi, tebal alat yang dipakai cukup wajar, sehingga harga

material reaktor relatif murah. Selain itu, kondisi operasi yang semakin rendah, berdampak pada hazard bawaan dari proses yang akan semakin rendah.

**BAB III**  
**SPEKIFIKASI BAHAN DAN PRODUK**

**3.1 Spesifikasi Bahan Baku**

3.1.1 Spesifikasi *Natural Gas*

GHV	: 1.050 -1.170 BTU/SCF
Methana	: min. 85% w/w
Ethana	: max. 9,2% w/w
Propana	: max. 3% w/w
Butana	: max. 2% w/w
Pentana	: max. 0,25% w/w
Nitrogen	: max. 1.25% w/w
Oksigen	: max. 0,5% w/w
<i>Total Sulphur</i>	: max. 10 ppm
Kadar Air	: max. 112 Kg/MMSCM

3.1.2 Spesifikasi Air

TDS	: max. 700 – 3500 ppm
TSS	: max. 15 ppm
ALK	: max. 350 ppm
Konduktivitas	: max. 1.100 – 5.400 $\mu$ mho/cm

Silika (SiO <sub>2</sub> )	: max. 150 ppm
Total Iron (Fe)	: max. 0,1 ppm
Oksigen Terlarut (O <sub>2</sub> )	: max. 0,007 ppm
Total Tembaga (Cu)	: max. 0,05 ppm
<i>Hardness</i> (CaCO <sub>3</sub> )	: max. 0,3 ppm
pH @25°C	: 8,3 – 10
<i>Nonvolatile</i> TOC (C)	: max. 1 ppm

### **3.2 Spesifikasi Produk**

#### 3.2.1 Spesifikasi Metanol

Aseton	: 0,002% w/w
<i>Acidity</i> (asam asetat)	: 0,003% w/w
Ethanol	: max. 0,001% w/w
<i>Nonvolatile Matter</i>	: max. 10 mg/100 ml
<i>Specific Gravity</i> @2 °C	: max. 0,7928
Kadar Air	: max. 0,1% w/w
Kemurnian	: min. 99 % w/w

## **BAB X**

### **SIMPULAN DAN SARAN**

#### **10.1 Simpulan**

Berdasarkan hasil analisis ekonomi yang telah dilakukan terhadap Prarancangan Pabrik Methanol dengan kapasitas 300.000 ton per tahun dapat diambil kesimpulan sebagai berikut:

1. *Percent Return on Investment* (ROI) sesudah pajak sebesar 42,91 %.
2. *Pay Out Time* (POT) sesudah pajak 1,98 tahun.
3. *Break Even Point* (BEP) sebesar 57,39 % dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 46,08 %, yakni batasan kapasitas produksi sehingga pabrik harus berhenti berproduksi karena merugi.
4. *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF) sebesar 41,91 %, lebih besar dari suku bunga bank saat ini, sehingga investor akan lebih memilih untuk menanamkan modalnya ke pabrik ini daripada ke bank

#### **10.2 Saran**

Berdasarkan pertimbangan hasil analisis ekonomi di atas, maka dapat diambil kesimpulan bahwa pabrik Methanol dengan kapasitas 300.000 ton per tahun layak untuk dikaji lebih lanjut dari segi proses maupun ekonominya.