

**PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN METIL MERKAPTAN DARI SYN GAS
DAN HIDROGEN SULFIDA DENGAN KAPASITAS 36.000
TON/TAHUN**



SKRIPSI

**Dibuat untuk Memenuhi Salah Satu Syarat untuk Memperoleh Gelar
Sarjana pada Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik
Universitas Sriwijaya**

OLEH :

ARI WIJAYA	03031181419034
SIDIQ WIJAYA KUSUMA	03031181419148

**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS SRIWIJAYA
2018**

HALAMAN PENGESAHAN

PRA RENCANA
PABRIK PEMBUATAN METIL MERKAPTAN DARI SYN GAS DAN
HIDROGEN SULFIDA DENGAN KAPASITAS 36.000 TON/TAHUN

SKRIPSI

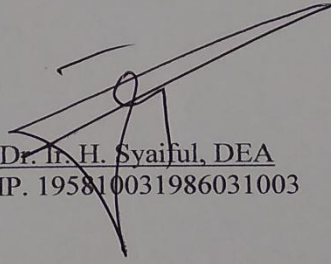
Diajukan untuk melengkapi salah satu syarat
memperoleh gelar Sarjana

Oleh:

Ari Wijaya	03031181419034
Sidiq Wijaya Kusuma	03031181419148

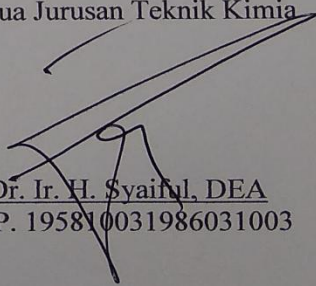
Indralaya, 6 Agustus 2018

Pembimbing



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

Mengetahui
Ketua Jurusan Teknik Kimia



Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003

HALAMAN PERSETUJUAN

Karya tulis ilmiah berupa Skripsi dengan judul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun” telah dipertahankan Ari Wijaya dan Sidiq Wijaya Kusuma di hadapan Tim Penguji Sidang Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya pada tanggal 26 Juli 2018.

Palembang, 15 Agustus 2018

Tim Penguji Karya Tulis Ilmiah berupa Skripsi

1. Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003
2. Dr. Tuti Indah Sari, S.T., M.T.
NIP. 197502012000122001
3. Ir. Pamilia Coniwanti, M.T.
NIP. 195601051985031003
4. Dr. Fitri Hadiyah, S.T., M.T.
NIP. 197808222002122001
5. Elda Melwita, S.T., M.T., Ph.D.
NIP. 197505112000122001

(.....)

(..... 15-8-18)

(..... Pamilia S.)

(..... FAS)

(..... Elda)

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Kimia

(.....)

Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
NIP. 195810031986031003



HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS

Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Ari Wijaya

NIM : 03031181419034

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari
Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas
36.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapa pun.

Palembang, 15 Agustus 2018



Ari Wijaya

NIM. 03031181419034

HALAMAN PERNYATAAN INTEGRITAS



Yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Sidiq Wijaya Kusuma

NIM : 03031181419148

Judul Tugas Akhir : Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari
Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas
36.000 Ton/Tahun

Fakultas/Jurusan : Teknik/ Teknik Kimia

Menyatakan bahwa Skripsi ini merupakan hasil karya saya didampingi Pembimbing dan bukan hasil jiplakan/plagiat. Apabila ditemukan unsur penjiplakan/plagiat dalam Skripsi ini, maka saya bersedia menerima sanksi akademik dari Universitas Sriwijaya sesuai aturan yang berlaku.

Demikian pernyataan ini saya buat dalam keadaan sadar dan tanpa ada paksaan dari siapapun.

Palembang, 15 Agustus 2018



Sidiq Wijaya Kusuma
NIM. 03031181419148

KATA PENGANTAR

Puji syukur ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa, atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penulisan tugas akhir yang berjudul “Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun”. Penulisan Tugas Akhir ini merupakan salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk mengikuti ujian sarjana di Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.

Penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada semua pihak yang telah memberikan bantuan selama pengerjaan Tugas Akhir ini, terutama kepada :

1. Kedua orang tua yang telah memberikan dukungan, baik secara materil maupun *non* materil.
2. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik dan sekaligus Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang telah memberikan bimbingan, informasi, dan motivasi selama penyelesaian tugas akhir ini.
3. Seluruh *Staff* Dosen Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
4. Teman-teman seperjuangan yang tidak dapat disebutkan satu per satu yang telah berkontribusi dan turut membantu dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis berharap semoga Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, 15 Agustus 2018

Penulis

UCAPAN TERIMA KASIH

Dalam penyusunan tugas akhir ini tidak terlepas dukungan dari berbagai pihak. Penulis secara khusus mengucapkan terima kasih kepada semua pihak yang telah membantu. Penulis banyak menerima bimbingan, petunjuk, bantuan, dan dorongan dari berbagai pihak yang bersifat moral maupun materil. Penulis mengucapkan rasa terima kasih kepada :

1. Tuhan Yang Maha Esa atas segala kekuatan yang telah diberikan untuk hamba-Nya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kedua orang tua tercinta yang selama ini telah membantu penulis dalam bentuk perhatian, kasih sayang, semangat, serta doa demi kelancaran dan kesuksesan penulis dalam menyelesaikan tugas akhir.
3. Bapak Dr. Ir. H. Syaiful, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya sekaligus Dosen Pembimbing Tugas Akhir yang selalu memberikan bimbingan, arahan, dorongan, dan semangat kepada penulis sehingga tugas akhir ini dapat terselesaikan.
4. Ibu Dr. Hj. Leily Nurul Komariah, S.T., M.T., selaku Sekretaris Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
5. Seluruh dosen dan *staff* akademik Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Sriwijaya.
6. Serta pihak-pihak yang sangat berpengaruh dalam proses penyelesaian tugas akhir ini.

Semoga tugas akhir ini turut memberi kontribusi yang bermanfaat bagi semua pihak.

Indralaya, 15 Agustus 2018

Penulis

DAFTAR ISI

COVER SKRIPSI	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN PERSETUJUAN	iii
PERNYATAAN INTEGRITAS	iv
KATA PENGANTAR	vi
UCAPAN TERIMA KASIH	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xii
DAFTAR NOTASI	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xx
BAB I. PEMBAHASAN UMUM	
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Sejarah dan Perkembangan	2
1.3. Proses Pembuatan Metil Merkaptan	3
1.4. Sifat-Sifat Fisik dan Kimia	7
BAB II. PERENCANAAN PABRIK	
2.1. Alasan Pendirian Pabrik	12
2.2. Penentuan Kapasitas Produksi	13
2.3. Pemilihan Proses	15
2.4. Pemilihan Bahan Baku.....	16
2.5. Uraian Proses	16
BAB III. LOKASI DAN LETAK PABRIK	
3.1.Lokasi Pabrik	20
3.2.Tata Letak dan Lokasi Pabrik	21
3.3. Perkiraan Luas Pabrik	23
BAB IV. NERACA MASSA DAN NERACA PANAS	
4.1. Neraca Massa	26
4.2. Neraca Panas	29

BAB V. UTILITAS

5.1. Unit Penyediaan <i>Steam</i>	34
5.2. Unit Penyediaan Air	35
5.3. Unit Penyediaan <i>Refrigerant</i>	39
5.4. Unit Pengadaan Tenaga Listrik	39
5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar	41

BAB VI. SPESIFIKASI PERALATAN

6.1. Absorber (AB-01)	44
6.2. Cooler-01 (C-01)	44
6.3. Cooler-02 (C-02)	45
6.4. Compressor-01 (CP-01)	45
6.5. Compressor-02 (CP-02)	46
6.6. Compressor-03 (CP-03)	46
6.7. Expander-01 (EXP-01)	47
6.8. Expander-02 (EXP-02)	47
6.9. Heater-01 (H-01)	48
6.10. Knock Out Drum-01 (KOD-01)	48
6.11. Knock Out Drum-02 (KOD-02)	49
6.12. Pump-01 (P-01)	49
6.13. Pump-02 (P-02)	50
6.14. Partial Condenser-01 (PC-01)	50
6.15. Partial Condenser-02 (PC-02)	51
6.16. Preheater-01 (PH-01)	51
6.17. Reactor-01 (R-01)	52
6.18. Reboiler-01 (RB-01)	52
6.19. Stripper-01 (ST-01)	53
6.20. Tank-01 (T-01)	53
6.21. Tank-02 (T-02)	54
6.22. Tank-03 (T-03)	54
6.23. Tank-04 (T-04)	55
6.24. Tank-05 (T-05)	55

BAB VII. ORGANISASI PERUSAHAAN

7.1. Bentuk Perusahaan	56
7.2. Struktur Organisasi	58
7.3. Tugas dan Wewenang	59
7.4. Sistem Kerja	63
7.5. Penentuan Jumlah Karyawan	65

BAB VIII. ANALISA EKONOMI

8.1. Keuntungan (Profitabilitas)	71
8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal	72
8.3. Total Modal Akhir	73
8.4. Laju Pengembalian Modal	76
8.5. Break Even Point (BEP)	77
8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi	79

BAB IX. KESIMPULAN 81**DAFTAR PUSTAKA** 82**LAMPIRAN** 85

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1.	Data Impor Metionin Negara ASEAN	13
Tabel 2.2.	Perbandingan Berbagai Bahan Baku Pembuatan Metil Merkaptan	15
Tabel 7.1.	Pembagian Jam Kerja Pekerja <i>Shift</i>	64
Tabel 7.2.	Perincian Jumlah Karyawan.....	67
Tabel 8.1.	Angsuran Pengembalian Modal	73
Tabel 8.2.	Kesimpulan Analisa Ekonomi	80

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1.	Grafik Total Kebutuhan Metionin di Beberapa Negara ASEAN. ...	14
Gambar 2.2.	Flowsheet Pembuatan Metil Merkaptan.....	19
Gambar 3.1.	Peta Lokasi Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan	22
Gambar 3.4.	Tata Letak Peralatan	25
Gambar 3.2.	Tata Letak Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan	24
Gambar 3.3.	Tata Letak Peralatan	25
Gambar 7.1.	Struktur Organisasi Perusahaan	69
Gambar 8.1.	Grafik <i>Break Even Point</i>	69

DAFTAR NOTASI

1. ABSORBER DAN STRIPPER

A	= Cross sectional area tower, m^2
BM_{avg}	= BM rata-rata, $kg/kmol$
C	= Corrosion maksimum, in
D	= Diameter kolom, m
D_G, D_L	= Diffusivity gas dan liquid, m^2/s
E	= <i>Joint efficiency</i>
ρ_g, ρ_L	= Densitas gas dan liquid, kg/m^3
F_g, F_L	= Koefisien mass transfer gas dan liquid, $kmol/m^2.s$
G	= Superficial molar gas mass velocity, $kmol/m^2.s$
G'	= Superficial gas mass velocity, $kg/m^2.s$
H_{tG}	= Tinggi transfer unit fase gas, m
H_{tL}	= Tinggi transfer unit fase liquid, m
$H_{t_{og}}$	= Overall tinggi transfer unit overall fase gas
L	= Total laju liquid, $kg/m^2.s$
L'	= Superficial liquid mass velocity, $kg/m^2.s$
m	= Ratio distribusi kesetimbangan
P	= Tekanan desain, bar
S	= Working stress allowable, bar
Sc_g, Sc_l	= Schmidt number of gas, liquid
Z	= Tinggi packing, m
μ_g, μ_L	= Viskositas gas dan liquid $kg/m.s$
ε	= Energy of molecular attraction
ε_{Lo}	= Fractional liquid volume, m^2/m^3
ΔP	= Perbedaan tekanan, N/m^2
σ_L	= Liquid surface tension, N/m

2. COOLER, HEATER, PARTIAL CONDENSER, PREHEATER, DAN REBOILER,

A	= Area perpindahan panas, ft^2
---	----------------------------------

a_a, a_p	=	Area pada annulus, inner pipe, ft^2
a_s, a_t	=	Area pada shell, tube, ft^2
a''	=	external surface per 1 in, ft^2/in
B	=	Baffle spacing, in
C	=	Clearance antar tube, in
D	=	Diameter dalam tube, in
D_e	=	Diameter ekivalen, in
f	=	Faktor friksi, ft^2/in^2
G_a	=	Laju alir massa fluida pada annulus, $\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$
G_p	=	Laju alir massa fluida pada inner pipe, $\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$
G_s	=	Laju alir massa fluida pada shell, $\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$
G_t	=	Laju alir massa fluida pada tube, $\text{lb}/\text{jam}.\text{ft}^2$
g	=	Percepatan gravitasi
h	=	Koefisien perpindahan panas, $\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{°F}$
h_i, h_{i_o}	=	Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube
jH	=	Faktor perpindahan panas
k	=	Konduktivitas termal, $\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{°F}$
L	=	Panjang tube, pipa, ft
LMTD	=	Logarithmic Mean Temperature Difference, °F
N	=	Jumlah baffle
N_t	=	Jumlah tube
P_T	=	Tube pitch, in
ΔP_r	=	Return drop shell, Psi
ΔP_s	=	Penurunan tekanan pada shell, Psi
ΔP_t	=	Penurunan tekanan tube, psi
ID	=	Inside Diameter, ft
OD	=	Outside Diameter, ft
ΔP_T	=	Penurunan tekanan total pada tube, Psi
Q	=	Beban panas pada heat exchanger, Btu/jam
R_d	=	Dirt factor, $\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.\text{°F}$

Re	=	Bilangan Reynold, dimensionless
s	=	Specific gravity
T_1, T_2	=	Temperatur fluida panas inlet, outlet, °F
t_1, t_2	=	Temperatur fluida dingin inlet, outlet, °F
T_c	=	Temperatur rata-rata fluida panas, °F
t_c	=	Temperatur rata-rata fluida dingin, °F
U_c, U_d	=	Clean overall coefficient, design overall coefficient, Btu/jam.ft ² .°F
W	=	Laju alir massa fluida panas, lb/jam
w	=	Laju alir massa fluida dingin, lb/jam
μ	=	Viskositas, cp

3. COMPRESSOR DAN EXPANDER

k	=	C_v / C_p
n	=	Jumlah Stage
P_i	=	Tekanan input, bar
P_o	=	Tekanan output, bar
P	=	Power kompresor (HP)
Q	=	Kapasitas kompresor/ expander
T_i	=	Temperatur input, K
T_o	=	Temperatur output, K
η	=	Efisiensi
V	=	Volumetrik gas masuk
ρ	=	Densitas, kg/m ³
R_c	=	Rasio Kompresi
W	=	Laju alir massa, lb/jam

4. KNOCK OUT DRUM

A	=	Vessel Area Minimum, m ²
C	=	Corrosion maksimum, in
D	=	Diameter Vessel minimum, m

E	= <i>Joint efficiency</i>
H_L	= Tinggi <i>Liquid</i> , m
H_T	= Tinggi <i>Vessel</i> , m
P	= Tekanan desain, bar
Q_V	= Laju alir <i>Volumetric</i> massa, m ³ /jam
Q_L	= <i>Liquid Volumetric flowrate</i> , m ³ /jam
S	= <i>Working stress Allowable</i> , bar
t	= tebal dinding tangki, m
U_v	= Kecepatan uap maksimum, m/s
V_t	= Volume <i>Vessel</i> , m ³
V_h	= Volume <i>Head</i> , m ³
V_t	= Volume <i>Vessel</i> , m ³
ρ	= Densitas, kg/m ³
μ	= Viskositas, cP
ρ_g	= Densitas gas, kg/m ³
ρ_l	= Densitas <i>Liquid</i> , kg/m ³

5. PUMP

A	= Area alir pipa, in ²
BHP	= Brake Horse Power, HP
$D_i \text{ opt}$	= Diameter optimum pipa, in
E	= Equivalent roughness
f	= Faktor friksi
FK	= Faktor keamanan
g_c	= Percepatan gravitasi, ft/s ²
Gpm	= Gallon per menit
$H_{f \text{ suc}}$	= Total friksi pada suction, ft
$H_{f \text{ dis}}$	= Total friksi pada discharge, ft
H_{fs}	= Skin friction loss
H_{fsuc}	= Total suction friction loss
H_{fc}	= Sudden contraction friction loss (ft lb _m /lb _f)

H_{fc}	= Sudden expansion friction loss (ft lb_m/lb_f)
ID	= Inside diameter pipa, in
K_C, K_S	= Contraction, expansion loss contraction, ft
L	= Panjang pipa, ft
L_e	= Panjang ekuivalen pipa, ft
NPSH	= Net positive suction head (ft)
N_{Re}	= Reynold number, dimension less
P_{Vp}	= Tekanan uap, bar
Q_f	= Laju alir volumetrik
V_f	= Kapasitas pompa, lb/jam
V	= Kecepatan alir
ΔP	= Beda tekanan, bar

6. REACTOR

A_t	= Luas keseluruhan jumlah tube, m^2
A_f	= Free area, m^2
A_S	= Area shell, m^2
a'_t	= Luas area per tube, m^2
B	= Baffle spacing
C_{Ao}	= konsentrasi awal umpan masuk, $kmol/m^3$
C	= Tebal korosi yang dizinkan, m
D_K	= Diameter katalis, cm
D_T	= Diameter tube, in
D_S	= Diameter shell, m
F_{Ao}	= Laju alir umpan, $kmol/jam$
g	= Gravitasi
Hr	= Tinggi Reaktor, m
ID	= Inside Diameter, m
k	= Konstanta laju reaksi, $m^3/kmol.s$
Lt	= Panjang tube, m
M_{fr}	= Laju alir massa umpan, kg/h

N	= Bilangan Avogadro
N_t	= Jumlah Tube
OD	= Outside Diameter, m
P	= Tekanan, bar
P_T	= tube pitch, bar
Q_f	= Volumetric Flowrate Umpan
Re	= Bilangan Reynold
S	= Working Stress yang diizinkan, bar
T	= Temperatur. °C
t	= Tebal dinding vessel
V_f	= Total free volume, m ³
V_K	= Volume katalis, m ³
V_K	= Volume shell, m ³
V_t	= Volume reaktor, m ³
V_{TR}	= Volume tube reaktor, m ³
W_k	= Berat katalis
X	= Konversi
ρ	= Densitas
ε_K	= Voidage
φ	= Porositas Katalis
σ	= Diameter Partikel, cm
ΔP_b	= Pressure Drop, bar

7. TANK

C	= Tebal korosi yang diizinkan, m
D	= Diameter tangki, m
E	= Efisiensi penyambungan, dimensionless
h	= Tinggi head, m
H	= Tinggi silinder, m
H_T	= Tinggi total tangki, m
P	= Tekanan Operasi, bar
S	= Working stress yang diizinkan, bar

T	= Temperatur Operasi, K
V_h	= Volume ellipsoidal head, m^3
V_s	= Volume silinder, m^3
V_t	= Volume tangki, m^3
W	= Laju alir massa, kg/jam
ρ	= Densitas, kg/m^3

DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran I.	Patent Utama dan Patent Pendukung	85
Lampiran II.	Tugas Khusus	105
Lampiran III.	Biodata Penulis Tugas Akhir	145

BAB I

PEMBAHASAN UMUM

1.1. Latar Belakang

Pembangunan nasional Indonesia bertujuan untuk mewujudkan masyarakat yang adil, makmur, dan berasaskan Pancasila. Seperti yang diketahui, Indonesia saat ini masih dilanda krisis yang berkepanjangan dalam semua bidang. Krisis ini membawa pengaruh diseluruh aspek kehidupan kita. Aspek ekonomi merupakan aspek utama yang mengalami keterpurukan. Untuk melepaskan diri dari kondisi keterpurukan di segala aspek kehidupan dan memperbaiki keadaan ekonomi akibat krisis tersebut, maka bangsa Indonesia harus mampu bangkit kembali. Untuk mengejar ketertinggalan tersebut, maka Indonesia harus melakukan pembangunan dengan memanfaatkan kekuatan dan potensi yang ada di Indonesia, baik berupa kekayaan, sumber daya alam, maupun sumber daya manusia yang dimiliki.

Usaha untuk meningkatkan taraf hidup masyarakat di Indonesia sedang dalam pelaksanaan. Oleh karena itu, pemerintah harus melaksanakan pembangunan di segala bidang, baik fisik, mental, maupun spiritual. Salah satu wujud pembangunan itu adalah pembangunan industri kimia di Indonesia. Pembangunan industri kimia di Indonesia diharapkan mampu mengurangi ketergantungan impor bahan kimia dari negara lain dan menunjang kebutuhan masyarakat akan berbagai jenis produk. Sasaran lain yang ingin dicapai adalah dengan memperluas lapangan pekerjaan, meningkatkan produksi dalam negeri, memperkuat stabilitas suatu negara, menyeimbangkan struktur ekonomi di Indonesia, dan untuk mendukung kemandirian negara tersebut.

Sehubungan dengan hal tersebut, maka dibuatlah suatu pra rencana pabrik pembuatan metil merkaptan, yaitu senyawa yang mempunyai rumus molekul CH_3SH . Metil Merkaptan adalah senyawa yang tidak berwarna, dapat terbakar pada temperatur kamar, dan memiliki bau seperti bawang busuk. Senyawa ini berfungsi sebagai produk *intermediate* sintesis metionin sebagai bahan makanan ternak, bahan bakar jet, fungisida, dan juga digunakan sebagai indikator

kebocoran gas karena baunya yang khas seperti pada LPG (*Liquified Petroleum Gas*) (Kaufmann, 2015). Dengan memperhatikan kebutuhan dalam negeri dan kegunaan dari produk tersebut yang cukup banyak, maka pabrik pembuatan metil merkaptan sangat potensial untuk didirikan di Indonesia.

Selama ini kebutuhan metil merkaptan di Indonesia berasal dari impor karena belum adanya pabrik yang menghasilkan metil merkaptan, padahal kegunaan metil merkaptan ini cukup banyak. Oleh karena itu, pembangunan industri metil merkaptan ini dapat mengurangi ketergantungan industri nasional terhadap negara lain. Selain itu, juga dapat membantu untuk meningkatkan perekonomian dan kesejahteraan masyarakat. Keuntungan yang diharapkan dengan pembangunan industri pembuatan metil merkaptan ini, yaitu :

- 1) Terjaminnya ketersediaan metil merkaptan yang digunakan oleh industri kimia lain di Indonesia yang menggunakan metil merkaptan.
- 2) Impor metil merkaptan dapat ditekan karena bahan baku yang digunakan berasal dari dalam negeri, sehingga dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- 3) Pencegahan terhadap naiknya harga produk-produk turunan metil merkaptan, karena tingginya harga impor metil merkaptan yang berasal dari luar negeri.
- 4) Adanya industri pembuatan metil merkaptan dapat menekan terjadinya kecelakaan di industri *oil and gas*, karena digunakan sebagai indikator kebocoran gas, sehingga keamanan pada proses industri dapat ditingkatkan.
- 5) Adanya proses alih teknologi karena produk yang diperoleh dengan teknologi modern membuktikan bahwa para sarjana di Indonesia mampu mempelajari teknologi modern, sehingga tidak bergantung pada negara lain.

1.2. Sejarah dan Perkembangan

Studi pertama kali dilakukan oleh Zeise, yaitu bangsa Amerika pada tahun 1834 mengenai senyawa alkanotiol. Selanjutnya, senyawa ini lebih dikenal dengan nama merkaptan. Merkaptan merupakan nama lain dari senyawa tiol. Tiol adalah suatu sulfur yang dianalogkan dengan alkohol, yakni oksigen yang terdapat pada alkohol (-OH) diganti dengan sulfur (-SH). Selanjutnya sejumlah tiol mulai dibuat dan dikarakteristikan. Merkaptan diterima sebagai nama deskriptif suatu

senyawa yang mengandung ikatan –SH dan sejak tahun 1930 nama merkaptan lebih umum digunakan (Kaufmann, 2015).

Fisher dan Kock pada tahun 1914 membuat metil merkaptan dengan cara mereaksikan alkil halida atau P-toluena sulfonat dengan *sodium* atau *potassium hidrosulfate*, yang merupakan proses pengembangan dari reaksi antara karbon disulfida (CS₂) dan hidrogen (H₂), dengan perbandingan mol sebesar 3:1, pada temperatur sebesar 250°C, dan menggunakan katalis Kieselguhr-Cobalt (Kaufmann, 2015).

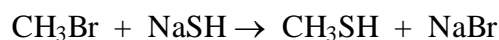
1.3. Proses Pembuatan Metil Merkaptan

Ada beberapa proses pembuatan metil merkaptan, yaitu sebagai berikut :

1. *Pressurized Process*
2. *Continuous Process*
3. *Continuous Synthesis Gases Process*

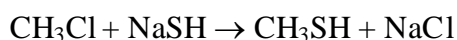
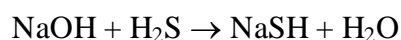
1.3.1. *Pressurized Process* (Proses Bertekanan)

Proses ini melibatkan metil bromida dan natrium hidrosulfida yang direaksikan pada reaktor berpengaduk dengan perbandingan mol sebesar 1,1:1. Reaksi yang terjadi yaitu sebagai berikut :



Reaksi ini terjadi pada temperatur 60°C, tekanan 12 atm, dan kemudian diinjeksikan H₂S untuk mengendalikan terbentuknya *impurities* selama reaksi. Setelah keluar dari reaktor, metil merkaptan kemudian dipisahkan dari gas-gas atau *impurities* yang tidak diinginkan dengan menggunakan *packed column separator*. Pada proses ini, *yield* yang dicapai berkisar antara 70-99% (Kaufmann, 2015).

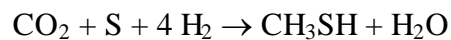
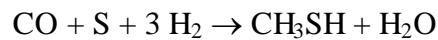
Metil merkaptan juga dapat diperoleh dari reaksi antara metil klorida dengan natrium hidrosulfida. Reaksi terjadi pada temperatur 100-150°C dan tekanan 100-300 psig. Reaksi yang terjadi yaitu :



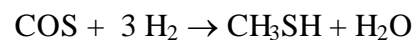
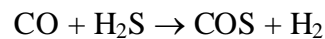
Hasil reaksi dan sisa reaktan selanjutnya di destilasi. Aliran atas mengandung metil merkaptan, metil klorida, dan hidrogen sulfida. Aliran atas masuk ke dalam

kondenser parsial, kemudian dipisahkan dengan separator untuk memperoleh metil merkaptan (Kaufmann, 2015).

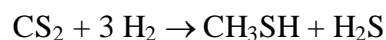
Metil merkaptan juga dapat diperoleh dari reaksi antara karbon dioksida, sulfur, dan hidrogen atau hidrogen sulfida (dengan keberadaan hidrogen). Untuk mengurangi biaya bahan baku, maka proses ini dapat dipertimbangkan. Reaksi yang terjadi yaitu (Kaufmann, 2015):



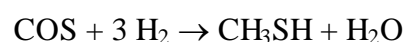
Jika terdapat hidrogen sulfida, maka reaksi yang terjadi yaitu :



Reaktan gas CO lebih disukai karena membutuhkan gas hidrogen yang lebih sedikit dan reaksinya lebih cepat dibandingkan dengan reaksi yang melibatkan gas CO₂. Temperatur operasi berkisar antara 250-400°C dan tekanan operasi antara 30-70 atm. Reaksi di atas merupakan reaksi bolak-balik, sehingga konversi reaksinya cukup rendah. Selain itu, metil merkaptan juga dapat diperoleh dari reaksi hidrogenasi antara karbon disulfida atau karbonil sulfida. Reaksi yang terjadi yaitu (Kaufmann, 2015):



atau :

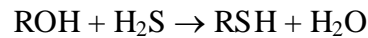


Selektivitas metil merkaptan sebesar 65% dan konversi CS₂ sebesar 70% dengan menggunakan katalis alumina dan CoMo. Reaksi katalitik berlangsung pada temperatur antara 150-350°C dengan tekanan antara 10-50 atm. Reaksi ini jarang digunakan karena harga bahan baku karbon disulfida sangat mahal dan proses tersebut jika digunakan pada skala pabrik kurang *feasible* karena tidak menguntungkan secara ekonomi (Kaufmann, 2015).

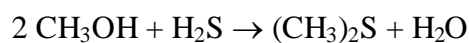
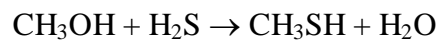
1.3.2. *Continuous Process* (Proses Kontinyu)

Pembuatan metil merkaptan dari metanol dan hidrogen sulfida dengan bantuan katalis thorium. Proses untuk memproduksi alifatik merkaptan yaitu

reaksi antara alifatik monohidrat alkohol dan hidrogen sulfida membentuk endapan merkaptan, sesuai dengan reaksi berikut ini (Kaufmann, 2015):



Jika alkohol dan hidrogen sulfida dikontakkan dengan bantuan katalis padat pada temperatur yang tinggi, maka kemungkinan akan terjadi beberapa reaksi. Metanol dan hidrogen sulfida bereaksi dengan cepat membentuk metil merkaptan dan dimetil sulfida sesuai dengan reaksi berikut ini (Kaufmann, 2015):



Reaksi ini terjadi pada temperatur 300-500°C dengan tekanan 5-15 bar dan terjadi di dalam *multi tube reactor* secara eksotermis. Reaksi ini menghasilkan konversi diatas 90%. Selain itu, dapat juga terjadi reaksi dekomposisi metanol menjadi dimetil eter menurut reaksi berikut ini (Kaufmann, 2015):

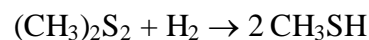


Cara ini merupakan cara yang banyak dipakai secara komersial. Reaksi dilakukan dalam fase gas pada reaktor *multi tube* yang di dalamnya berisi pipa-pipa dengan katalis alumina dan 10% K_2WO_4 . Temperatur operasi antara 400-600°C dengan tekanan sekitar 7,8 atm. Reaksi yang terjadi secara eksotermis, sehingga untuk mempertahankan temperatur operasi digunakan pendingin (Kaufmann, 2015).

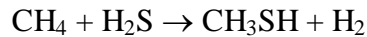
Metil merkaptan dapat dibuat dari dimetil sulfida dan dimetil disulfida, dan mereaksikannya dengan hidrogen sulfida berdasarkan reaksi berikut:



Konversi dimetil sulfida menjadi metil merkaptan dapat mencapai 90% dengan menggunakan katalis cesium atau alumina, begitupun konversi dimetil disulfida menjadi metil merkaptan. Reaksi pembentukan metil merkaptan dari dimetil disulfida yaitu sebagai berikut (Kaufmann, 2015):

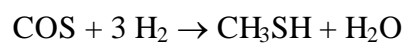
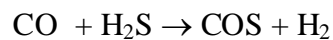


Selain itu, metil merkaptan juga dapat diperoleh dari reaksi antara metana dan hidrogen sulfida. Proses ini masih tergolong baru dan menggunakan reaktor plasma non termal yang dilengkapi dengan membran. Reaksi yang terjadi yaitu sebagai berikut (Kaufmann, 2015):



1.3.3. *Continuous Synthesis Gases Process*

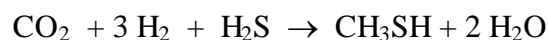
Pada tahun 1962, Olin dan rekannya menyintesis metil merkaptan dari karbon oksida, seperti CO atau CO₂, dengan H₂S. Proses ini dilakukan dengan cara mereaksikan H₂, CO, dan H₂S di dalam *multi tube reactor* dengan menggunakan katalis padatan, biasanya berupa senyawa Al₂O₃ atau K₂MoO₄. Reaksi yang terjadi yaitu sebagai berikut (Kaufmann, 2015):



Secara ringkas, reaksi pembentukan metil merkaptan dengan cara *continuous synthesis gases process* yaitu sebagai berikut :

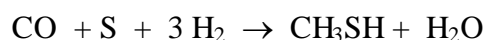


dan reaksi sampingnya :

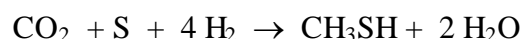


Konversi karbon monoksida sebesar 23,2% dengan perbandingan CO:H₂S:H₂ sebesar 1:8:4 dengan katalis NiS dan senyawa basa organik yaitu piperidine, sedangkan konversi tertinggi karbon dioksida menjadi metil merkaptan sebesar 52% (Kaufmann, 2015).

Selain itu, pada tahun 1983 Buchholz (Penwalt Corporation) juga memproduksi metil merkaptan dari karbon oksida. Perbedaan utama dari proses yang telah dipatenkan ini adalah adanya penambahan unsur sulfur sebagai promotor, atau dengan kata lain keberadaan sulfur dapat menggantikan senyawa hidrogen sulfida untuk memproduksi metil merkaptan, dengan mengikuti persamaan reaksi kimia sebagai berikut (Kaufmann, 2015):

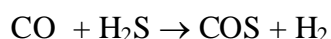


dan reaksi sampingnya :

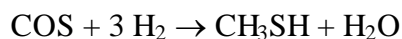
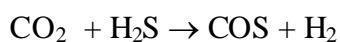


Konversi karbondioksida tertinggi sebesar 90,2% dengan perbandingan reaktan CO:H₂S:H₂ sebesar 1:8:4 dengan katalis cesium dan promotor nikel sulfida. Pada kondisi ini, konversi karbon dioksida sebesar 52% (Kaufmann, 2015).

Kemudian, Barrault dan rekannya mempelajari pembentukan metanethiol dari karbon oksida dan H₂S. Mereka mereaksikan CO(CO₂)/H₂S/H₂ dengan campuran promotor kalium dan katalis tungsten-alumina. Antara kedua reaktan berupa gas CO dan CO₂ yang direaksikan dengan hidrogen dan hidrogen sulfida, akan membentuk COS sebagai reaksi intermediet dari pembentukan metil merkaptan, reaksinya sebagai berikut (Kaufmann, 2015):



Atau :



Sejak senyawa COS dan metil merkaptan bereaksi secara paralel, maka hidrogenasi COS dapat diidentifikasi untuk menentukan laju pembentukan metil merkaptan (Kaufmann, 2015).

Selanjutnya, pada tahun 1980 Exxon Research and Engineering memproduksi metil merkaptan dari gas H₂S dan CO. Ada sedikit perbedaan dari metode Pennwalt, yaitu tidak ada penambahan H₂ ke dalam campuran reaktan. Reaksi kedua reaktan tersebut akan menghasilkan metil merkaptan, dengan bantuan katalis titanium-vanadium. Reaksi ini memiliki rasio *feed* CO:H₂S sebesar 1:1 dan tekanan 1 bar, dengan reaksi kimia sebagai berikut :



Selektivitas karbon secara teoritis sebesar 33,3% untuk metil merkaptan, COS, dan CO₂ (Kaufmann, 2015).

1.4. Sifat-sifat Fisik dan Kimia

1.4.1. Sifat Fisik dan Kimia Hidrogen

Rumus Molekul	: H ₂
Berat Molekul (gr/mol)	: 2
Tekanan Kritis (bar)	: 13,16
Temperatur Kritis (°C)	: -240
Titik Didih (°C)	: -253
Titik Beku (K)	: 13,95
Titik Lebur (°C)	: -259

Spesific Gravity : 0,07

Fase pada suhu kamar : Gas

(Data diambil pada MSDS *Hydrogen*, 2005 dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.2. Sifat Fisik dan Kimia Hidrogen Sulfida

Rumus Molekul : H₂S

Berat Molekul (gr/mol) : 34

Tekanan Kritis (bar) : 89,4

Temperatur Kritis (K) : 373,561

Titik Didih (°C) : -61

Titik Beku (K) : 187,68

Titik Lebur (°C) : -85,6

Titik Beku (°C) : -86

Spesific Gravity : 1,192

Densitas pada 0°C (gr/liter) : 1,539

Tekanan uap pada 25°C (mmHg) : 15.200

Fase pada suhu kamar : Gas

(Data diambil pada MSDS *Hydrogen Sulfide*, 2008, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.3. Sifat Fisik dan Kimia Karbon Monoksida

Rumus Molekul : CO

Berat Molekul (gr/mol) : 28

Tekanan Kritis (bar) : 34,99

Temperatur Kritis (°C) : -140

Titik Didih (°C) : -192

Titik Beku (K) : 68,15

Titik Leleh (°C) : -205

Spesific Gravity : 1

Fase pada suhu kamar : Gas

(Data diambil pada MSDS *Carbon Monoxide*, 2005, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.4. Sifat Fisik dan Kimia Karbon Dioksida

Rumus Molekul	: CO ₂
Berat Molekul (gr/mol)	: 44
Tekanan Kritis (bar)	: 57,3
Temperatur Kritis (°C)	: 30
Titik Didih (°C)	: -78,5
Titik Beku (K)	: 216,58
Titik Leleh (°C)	: -56,6
<i>Spesific Gravity</i>	: 1,52
Fase pada suhu kamar	: Gas

(Data diambil pada MSDS *Carbondioxide*, 2005, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.5. Sifat Fisik dan Kimia Nitrogen

Rumus molekul	: N ₂
Berat molekul (gr/mol)	: 28
Tekanan kritis (bar)	: 33,94
Temperatur kritis (K)	: 126,10
Titik didih (K)	: 77,35
Titik beku (K)	: 63,15
<i>Spesific Gravity</i>	: 0,967
Densitas pada 20°C (kg/m ³)	: 848
Fase pada suhu kamar	: Gas

(Data diambil pada *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.6. Sifat Fisik dan Kimia Karbonil Sulfida

Rumus Molekul	: COS
Berat Molekul (gr/mol)	: 60
Tekanan Kritis (bar)	: 61,7
Temperatur Kritis (°C)	: 104,8
Titik Didih (°C)	: -50,2
Titik Beku (K)	: 134,35
Titik Leleh (°C)	: -138,8

Spesific Gravity : 0,00207

Densitas pada 21,1°C (kg/m³) : 2,07

Fase pada suhu kamar : Gas

(Data diambil pada MSDS *Carbonyl Sulfide*, 2016, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.7. Sifat Fisik dan Kimia Monoethanolamine

Rumus Molekul : C₂H₇NO

Berat Molekul (gr/mol) : 61

Tekanan Kritis (bar) : 68,70

Temperatur Kritis (K) : 638

Titik Didih (K) : 444,15

Titik Beku (K) : 283,65

Spesific Gravity : 1,02

Tekanan Uap pada 20°C (mmHg) : 0,4

Densitas pada 20°C (kg/m³) : 1.015,7

Fase pada suhu kamar : Liquid

(Data diambil pada MSDS Monoethanolamine, 2014, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.8. Sifat Fisik dan Kimia Metil Merkaptan

Rumus Molekul : CH₃SH

Berat Molekul (gr/mol) : 48

Tekanan Kritis (psia) : 796,523

Temperatur Kritis (K) : 499,161

Titik Didih (°C) : 5,9

Titik Beku (K) : 150,18

Titik Lebur (°C) : -121

Spesific Gravity : 0,896

Panas Laten (J/mol) : 26.778,3

Densitas pada 20°C (kg/m³) : 866

Fase pada suhu kamar : Gas

(Data diambil pada MSDS *Methyl Mercaptan*, 2005, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

1.4.9. Sifat Fisik dan Kimia Air

Rumus Molekul	: H ₂ O
Berat Molekul (gr/mol)	: 18
Tekanan Kritis (psia)	: 3206,667
Temperatur Kritis (K)	: 647,301
Titik Didih (°C)	: 100
Titik Beku (K)	: 273,15
Titik Lebur (°C)	: 0
<i>Spesific Gravity</i>	: 1
Panas Laten (J/mol)	: 40.656,2
Densitas pada 20°C (kg/m ³)	: 998
Tekanan uap pada 20°C (kPa)	: 2,3
Fase pada suhu kamar	: Liquid

(Data diambil pada MSDS H₂O, 2013, dan *Chemical Properties Handbook*, Yaws, 1999)

BAB II

PERENCANAAN PABRIK

2.1. Alasan Pendirian Pabrik

Kemajuan pesat di bidang ilmu pengetahuan dan teknologi telah mengubah tatanan kehidupan dunia menuju era globalisasi yang modern. Semua aspek kehidupan dipengaruhi oleh perkembangan ilmu pengetahuan dan teknologi. Hal ini membuat standar produk dan jasa yang ditawarkan tidak hanya ditentukan oleh produsen, tetapi juga oleh konsumen. Dengan adanya sistem perekonomian yang terbuka, kondisi pasar, dan persaingan antarprodusen akan sangat berpengaruh terhadap hasil penjualan produk.

Untuk mengantisipasi perkembangan tersebut, maka dibutuhkan keunggulan kompetitif yang meliputi harga, mutu, dan kepercayaan dari masyarakat. Keunggulan tersebut diharapkan dapat diterapkan pada bidang industri kimia. Perkembangan industri kimia saat ini semakin lama semakin maju sesuai dengan tingkat kemajuan ilmu pengetahuan yang begitu pesat. Demikian halnya terhadap industri metil merkaptan yang banyak digunakan untuk pembuatan produk lain, seperti bahan baku pembuatan metionin, bahan bakar jet, dan fungisida (Kaufmann, 2015).

Mengingat banyak sekali kegunaan metil merkaptan, maka memungkinkan pengembangan pabrik ini secara komersil di dalam negeri, dalam upaya untuk mengembangkan sektor industri sebagai salah satu sektor yang diandalkan dalam pengembangan dan peningkatan perekonomian nasional. Keberadaan pabrik tersebut di dalam negeri dapat mengurangi ketergantungan pada impor produk metil merkaptan. Sumber devisa akan dapat terpenuhi jika produk tersebut diekspor ke luar negeri. Ditinjau dari segi sosial, dengan pendirian pabrik ini akan menyerap tenaga kerja sehingga mampu mengurangi pengangguran. Dari segi perkembangan industri lokal, keberadaan pabrik ini akan mendorong munculnya industri-industri kimia yang menggunakan bahan baku dari produk yang dihasilkan pabrik metil merkaptan ini.

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam pendirian pabrik metil merkaptan ini, yaitu sebagai berikut :

- 1) Secara umum, kebutuhan metil merkaptan di dalam negeri maupun di luar negeri, terutama yang berada di kawasan ASEAN mengalami peningkatan.
- 2) Kebutuhan metil merkaptan untuk dalam negeri semakin hari semakin besar, namun tidak diimbangi dengan produksi metil merkaptan dari industri dalam negeri, sehingga kebutuhan metil merkaptan untuk dalam negeri masih diimpor dari negara-negara lain.
- 3) Kebutuhan metil merkaptan di Indonesia masih mengalami ketergantungan dari negara luar sebagai produsen metil merkaptan.
- 4) Bahan baku utama dalam pembuatan metil merkaptan, seperti H₂, CO, dan H₂S sudah banyak tersedia dan mencukupi kebutuhan dalam negeri.
- 5) Industri metil merkaptan dapat menekan terjadinya kecelakaan oleh kebocoran gas karena sering digunakan sebagai indikator kebocoran gas, sehingga keamanan proses industri perminyakan dapat ditingkatkan.
- 6) Dari segi sosial-ekonomi, adanya pabrik metil merkaptan ini dapat menyerap tenaga kerja dan dapat meningkatkan perekonomian masyarakat.

2.2. Penentuan Kapasitas Produksi

Kapasitas pabrik metil merkaptan ditentukan berdasarkan data impor metionin negara-negara ASEAN dengan pertimbangan untuk memenuhi kebutuhan metionin negara-negara ASEAN. Berdasarkan The United Nations Commodity Trade Statistics Database (2018), kebutuhan impor dari negara-negara ASEAN dapat dilihat pada Tabel 2.1.

Tabel 2.1. Data Impor Metionin Negara ASEAN

Tahun	Data Impor (ton)
2013	70.844,939
2014	71.025,600
2015	115.511,499
2016	96.354,798
2017	113.731,123

(Sumber: UN Comtrade, 2018)

Dengan menggunakan metode regresi linier *least square method*, maka diperoleh persamaan sebagai berikut :

$$Y = AX + B$$

$$Y = 11110,1566 (X) + (-22293472)$$

Keterangan:

Y = kebutuhan metionin (ton)

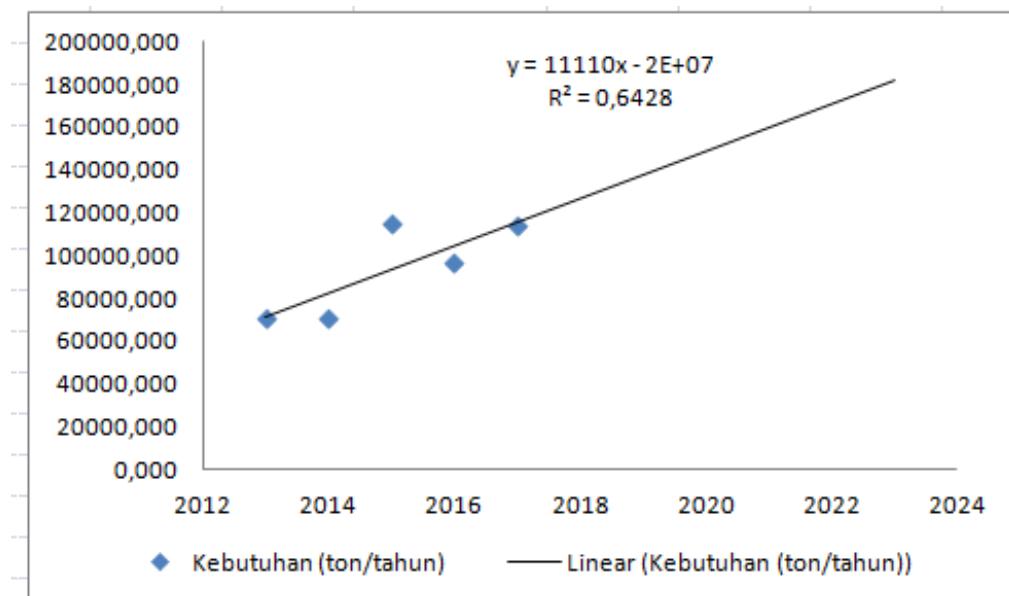
X = tahun

Kebutuhan metionin di negara ASEAN untuk tahun 2023, diperkirakan dengan mensubstitusikan harga tahun (X) = 2023 ke persamaan di atas, maka diperoleh :

$$Y = 183.000 \text{ ton}$$

Konversi metil merkaptan menjadi produk metionin yaitu sekitar 32,2%.

Direncanakan pabrik metil merkaptan berkapasitas 36.000 ton/tahun, sekitar 60% dari jumlah impor di negara-negara ASEAN pada tahun 2023. Diharapkan pra rencana pabrik pembuatan metil merkaptan ini dapat memenuhi kebutuhan impor dan selebihnya akan diekspor ke negara lain, seperti Malaysia, Vietnam, Thailand, dan Filipina. Kebutuhan metionin di beberapa negara ASEAN ditampilkan pada Gambar 2.1.



Gambar 2.1. Grafik Total Kebutuhan Metionin di Beberapa Negara ASEAN

2.3. Pemilihan Proses

Pembuatan metil merkaptan terdiri dari berbagai macam proses dengan bahan baku yang beragam. Perbandingan masing-masing proses pembuatan metil merkaptan dari bahan baku yang berbeda ditampilkan pada Tabel 2.2.

Tabel 2.2. Perbandingan Berbagai Bahan Baku Pembuatan Metil Merkaptan

Proses	Reaksi	Kelebihan	Kelemahan
<i>Continuous Process</i>	$\text{CH}_3\text{OH} + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CH}_3\text{SH} + \text{H}_2\text{O}$	Harga bahan baku relatif murah dan mudah didapatkan	Temperatur operasi sangat tinggi
<i>Pressurized Process</i>	$\text{CO}_2 + \text{S} + 4 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{SH} + \text{H}_2\text{O}$	Reaktan CO mudah didapatkan	Konversi rendah, tekanan dan temperatur sangat tinggi
<i>Pressurized Process</i>	$\text{CS}_2 + 3 \text{H}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{SH} + \text{H}_2\text{S}$	Cocok untuk skala laboratorium	Bahan baku karbon disulfida sangat mahal
<i>Pressurized Process</i>	$\text{CH}_3\text{Cl} + \text{NaSH} \rightarrow \text{CH}_3\text{SH} + \text{NaCl}$	Temperatur operasi relatif rendah	Bahan baku cukup mahal
<i>Continuous Synthesis Gases Process</i>	$\text{CO} + 2 \text{H}_2 + \text{H}_2\text{S} \rightarrow \text{CH}_3\text{SH} + \text{H}_2\text{O}$	Proses dan teknologi terbaru, serta harga bahan baku relatif murah dan mudah didapatkan	Temperatur yang digunakan relatif tinggi

(Sumber: Kaufmann, 2015)

Berdasarkan pertimbangan yang diambil, maka proses yang dipilih pada proses pembuatan metil merkaptan ini adalah *continuous synthesis gases process*.

Hal ini berdasarkan beberapa pertimbangan berikut ini (Kaufmann, 2015):

- Bahan baku berupa karbon monoksida, hidrogen, dan hidrogen sulfida yang mudah didapatkan dan tersedia dalam jumlah yang memadai di Indonesia.

- b. Kondisi operasi yang digunakan tidak terlalu tinggi, sehingga dapat menghemat energi dan biaya operasi.
- c. Proses dan peralatan yang digunakan sederhana, sehingga biaya pengendalian dan pemeliharaannya relatif lebih murah.
- d. Reaksi bersifat eksotermis, sehingga kebutuhan panas hanya dibutuhkan pada pemanasan *feed*.
- e. Kemurnian produk yang dihasilkan cukup tinggi.

2.4. Pemilihan Bahan Baku

Pemilihan bahan baku berdasarkan pertimbangan bahwa gas karbon CO, H₂, dan H₂S telah diproduksi di Indonesia, sehingga tidak diperlukan impor bahan baku. Hal ini dapat menghemat biaya produksi. Bahan baku CO dan H₂ yang digunakan diperoleh dari PT Samator Gas Industri, sedangkan bahan baku H₂S diperoleh dari PT Pertamina RU VI Balongan yang terletak di Kabupaten Indramayu, Jawa Barat, dengan kemurnian bahan baku gas CO, H₂, dan H₂S masing-masing sebesar 99,947%, 99,996%, dan 99,965%.

2.5. Uraian Proses

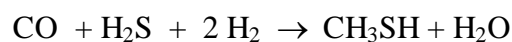
Proses pembuatan metil merkaptan dengan proses *continuous synthesis gases* dapat dibagi menjadi beberapa tahapan, yaitu:

1) Tahap Preparasi

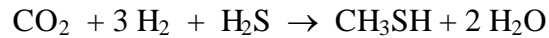
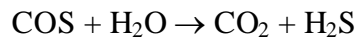
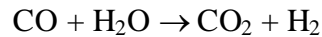
Gas hidrogen, karbon monoksida, dan hidrogen sulfida dari T-01, T-02, dan T-03 bertemu di dalam *mixing point* (MP-01) dan kemudian dialirkan menggunakan *compressor* (CP-01) dengan tekanan sebesar 11 bar menuju *preheater* (PH-01) untuk menaikkan temperatur umpan hingga 280°C yang selanjutnya masuk ke dalam reaktor *fixed bed multi tubular* (R-01). Di dalam reaktor (R-01) telah disiapkan katalis K₂MoO₄.

2) Tahap Reaksi

Pada reaktor (R-01) terjadi reaksi :



Selain itu, terdapat produk samping yang terbentuk di dalam reaktor ini, yaitu sebagai berikut :



Produk utama berupa CH_3SH , produk samping berupa gas CO_2 , dan gas CO , H_2 , serta H_2S yang tidak terkonversi kemudian dialirkan menuju tahapan separasi untuk memisahkan CH_3SH dari kandungan gas-gas yang lainnya.

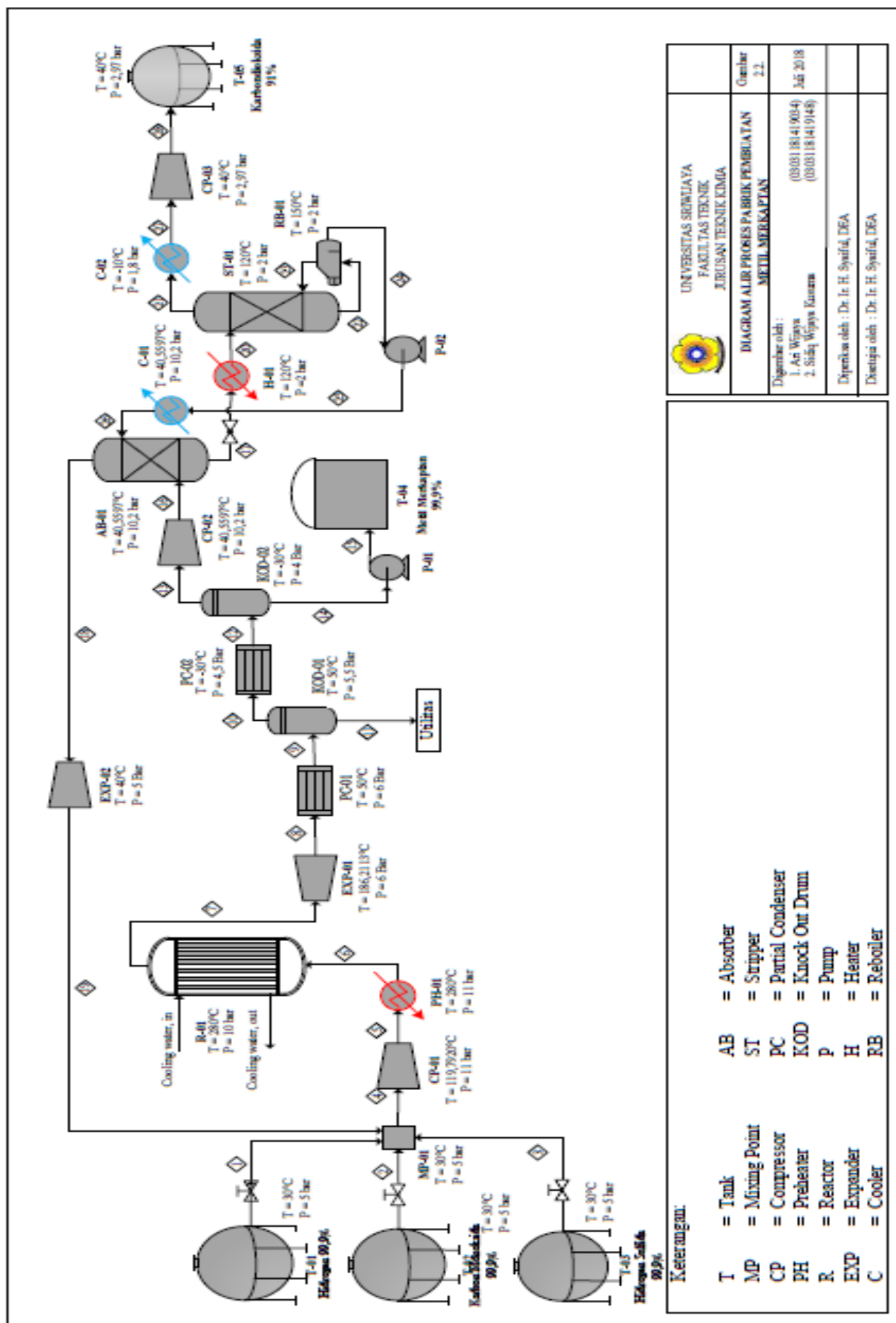
3) Tahap Separasi


Produk keluaran dari R-01 berupa campuran antara sisa reaktan yang tidak terkonversi, CO_2 , CH_3SH , dan H_2O dalam fase uap kemudian dialirkan menuju *expander* (EXP-01) untuk menurunkan tekanannya menjadi 6 bar dan masuk ke dalam *partial condenser* (PC-01) untuk mengkondensasi seluruh air yang ada. Kemudian, produk dipisahkan antara air (*liquid*) dengan campuran gas di *knock out drum* (KOD-01).

Gas keluaran *top* KOD-01 kemudian dialirkan ke dalam *partial condenser* (PC-02) untuk mengkondensasi metil merkaptan dari campuran gas-gas yang lainnya. Kemudian, produk dipisahkan antara metil merkaptan (*liquid*) dengan campuran gas di *knock out drum* (KOD-02). Kemudian, metil merkaptan (*liquid*) dialirkan menggunakan pompa (P-01) menuju tangki penyimpanan (T-04). Sedangkan aliran *top* KOD-02 dialirkan menuju *compressor* (CP-02) untuk dinaikkan tekanannya menjadi 10,2 bar sebelum masuk ke *absorber* (AB-01). Di *absorber*, terjadi penyerapan gas CO_2 oleh absorben larutan Monoethanolamine. Gas yang tidak terserap akan dialirkan kembali menuju *mixing point* (MP-01), yang sebelumnya tekanan diturunkan sebesar 5 bar menggunakan *expander* (EXP-02).

Larutan Monoethanolamine yang kaya akan gas CO_2 dialirkan menuju *stripper* (ST-01) yang temperaturnya dinaikkan terlebih dahulu di *heater* (H-01) sebesar 120°C . Di *stripper*, terjadi pelucutan gas CO_2 menggunakan *steam*. Aliran *top stripper* yang terdiri dari gas CO_2 dan gas-gas terlarut lainnya dialirkan menuju tangki penyimpanan CO_2 dengan menggunakan *compressor* (CP-03), yang sebelumnya temperatur diturunkan terlebih dahulu di *cooler* (C-02), sedangkan bagian *bottom stripper* dialirkan menuju *reboiler*

(RB-01) untuk menguapkan kembali gas-gas yang belum terlucuti. Dari bagian *bottom reboiler*, absorben kemudian dipompakan kembali menuju *absorber*, yang sebelumnya temperatur diturunkan terlebih dahulu menjadi $40,5597^{\circ}\text{C}$ di *cooler* (C-01).



	UNIVERSITAS SERWAJAYA	Gambar	2.2
	FAKULTAS TEKNIK JURUSAN TEKNIK KIMIA	DIAGRAM ALIR PROSES PABRIK PEMBUATAN METIL MERKAPTAN	
Digambar oleh:	1. Ari Wijaya 2. Sidiq Wijaya Kusuma	(03031181419034) (03031181419148)	146 2018
Diperiksa oleh:	Dr. Ir. H. Syaiful, DEA		
Ditaringin oleh:	Dr. Ir. H. Syaiful, DEA		

BAB III

LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

3.1. Lokasi Pabrik

Salah satu hal yang sangat penting dalam perencanaan pabrik adalah pemilihan dan penentuan lokasi berdirinya pabrik, karena akan menyangkut kelancaran pada kegiatan produksi dan distribusi produk. Hal ini juga sangat menentukan bagi kemajuan pabrik tersebut, baik pada saat berproduksi maupun pada masa yang akan datang. Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap kelangsungan dan keberhasilan suatu pabrik. Pemilihan lokasi pabrik ditentukan berdasarkan faktor teknis maupun faktor ekonomis. Penentuan lokasi pabrik yang tepat akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang minimal, sehingga dapat memberikan keuntungan produksi yang maksimal (Wahyono, 2012).

Selain pertimbangan secara teknis maupun ekonomis dengan perhitungan biaya produksi dan biaya distribusi yang minimum, diperlukan juga pertimbangan secara sosiologis, yaitu sebuah pertimbangan dalam mempelajari sifat dan perilaku masyarakat di sekitar daerah yang dipilih sebagai lokasi pabrik tersebut, sehingga jika ada hambatan sosiologis yang timbul dari masyarakat tersebut, sudah dipertimbangkan dahulu sebelumnya (Wahyono, 2012).

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, lokasi yang dipilih untuk mendirikan pabrik metil merkaptan ini adalah di kabupaten Indramayu, Jawa Barat, tepatnya di kawasan Jati Barang. Adapun pertimbangan dalam menentukan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut :

1) Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku berupa karbon monoksida dan hidrogen diperoleh dari PT Samator Gas Industri di daerah Indramayu, Jawa Barat, serta gas hidrogen sulfida yang diperoleh dari PT Pertamina *Refinery Unit VI* Balongan. Pemilihan tempat yang berdasarkan dekatnya lokasi dengan bahan baku ini bertujuan untuk menekan biaya produksi (Wahyono, 2012).

2) Utilitas

Kebutuhan air (air proses, air pendingin, dan air umpan *boiler*) secara kontinu dapat diperoleh dari aliran Sungai Cimanuk. Sumber energi listrik

dapat dibangkitkan sendiri menggunakan generator. Kebutuhan bahan bakar dan pelumas diperoleh dari PT Pertamina *Refinery Unit VI* Balongan.

3) Tenaga Kerja

Ketersediaan tenaga kerja yang cukup, baik dari penduduk kota Indramayu maupun luar Indramayu, sedangkan untuk tenaga kerja teknik didapat dari lulusan Universitas Sriwijaya maupun perguruan tinggi lainnya.

4) Pemasaran Hasil Produksi

Sarana transportasi yang memadai ikut mendukung kelancaran pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk. Pengangkutan bahan baku dapat digunakan transportasi melalui darat dan laut (Digilib Unila, 2011). Untuk pendistribusian produk ke daerah Jawa dapat melalui jalur darat berupa jalur Jalan Raya Pantura dan jalur kereta api, sedangkan untuk pendistribusian ke luar Jawa dapat melalui jalur laut menggunakan Pelabuhan sebagai jalur pendistribusian antarpulau di dalam negeri maupun di luar negeri. Lancarnya transportasi diharapkan kegiatan produksi dan pemasaran produk dapat berjalan dengan baik.

5) Letak Geografis

Secara geografis, letak lokasi pendirian lokasi pembuatan Metil Merkaptan berada pada posisi $6^{\circ}30'10.91$ LS dan $108^{\circ}19'22.79$ BT. Rencana pendirian pabrik berdekatan dengan sungai Cimanuk, yang terletak di Jl. Jatibarang-Palimanan, Desa Pilang Sari, Jatibarang, Kabupaten Indramayu, Jawa Barat (Anonim, 2018).

Lokasi yang dipilih merupakan daerah yang cukup stabil, yaitu data meteorologi dan geografis menunjukkan bahwa lokasi tersebut memiliki kondisi iklim yang baik, yaitu dengan temperatur rata-rata 30°C . Bencana alam, seperti gempa bumi, banjir, dan sebagainya, jarang terjadi di tempat tersebut. Hal ini memungkinkan pengoperasian pabrik berjalan dengan lancar (Digilib Unila, 2011).

3.2. Tata Letak dan Lokasi Pabrik

Dalam penentuan tata letak dari peralatan pada area pabrik harus dilakukan dengan perencanaan yang matang dan harus disesuaikan dengan

kondisi lingkungan sekitar, seperti tanah, air, transportasi, dan pemukiman, sehingga diperoleh koordinasi kerja dengan sebaik-baiknya. Dengan demikian, kegiatan proses dalam pabrik dapat berjalan lancar, efisien, dan aman (Wahyono, 2012). Lokasi pabrik pembuatan metil merkaptan ditunjukkan pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1. Peta Lokasi Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan

(Sumber: <http://earth.google.co.id>)

Dalam penempatan peralatan pabrik, letak dari alat proses, penyimpanan bahan baku dan produk, laboratorium, kantor, dan sarana transportasi di tata sedemikian rupa, sehingga tidak mengganggu jalannya proses produksi. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam tata letak (*layout*) pabrik, yaitu (Peters, 1991) :

- 1) Pengoperasian, pengontrolan, dan perbaikan semua alat-alat proses harus mudah dilakukan. Oleh karena itu, letak pabrik harus di tata berdekatan dengan unit pengoperasian, unit pengontrolan, dan *maintenance*.
- 2) Letak peralatan proses dan pipa harus diatur secara sistematis sehingga mempermudah dalam pengontrolan, pemeliharaan, dan perbaikan instrumen pabrik.
- 3) Aspek keselamatan kerja harus terjamin. Letak pabrik harus cukup jauh dari tempat-tempat keramaian dan lokasi terlindung dari bangunan-bangunan sekitar. Kemungkinan terjadinya kebakaran, ledakan, dan lainnya harus dipertimbangkan dengan baik.
- 4) Distribusi utilitas harus berjalan dengan cepat, tepat, dan ekonomis untuk menekan biaya produksi.
- 5) Letak kantor, laboratorium, dan fasilitas penunjang lainnya harus dapat memenuhi syarat kesehatan dan berwawasan lingkungan.
- 6) Kemungkinan akan diadakan perluasan pabrik di masa mendatang untuk pengembangan. Oleh, karena itu penggunaan tanah diperhitungkan bersamaan dengan rencana perluasan pabrik, sehingga jika dilakukan perluasan pabrik tidak mengalami kesulitan atau perombakan yang besar.
- 7) Kondisi cuaca yang berpengaruh terhadap tata letak pabrik, penempatan peralatan di dalam atau di luar ruangan, sehingga kenyamanan, optimalisasi kerja, dan pencegahan terhadap kerusakan dapat dilakukan.
- 8) Pembuangan limbah pabrik diatur agar tidak mengganggu pemukiman penduduk dan tidak menimbulkan pencemaran terhadap lingkungan.

3.3. Perkiraan Luas Pabrik

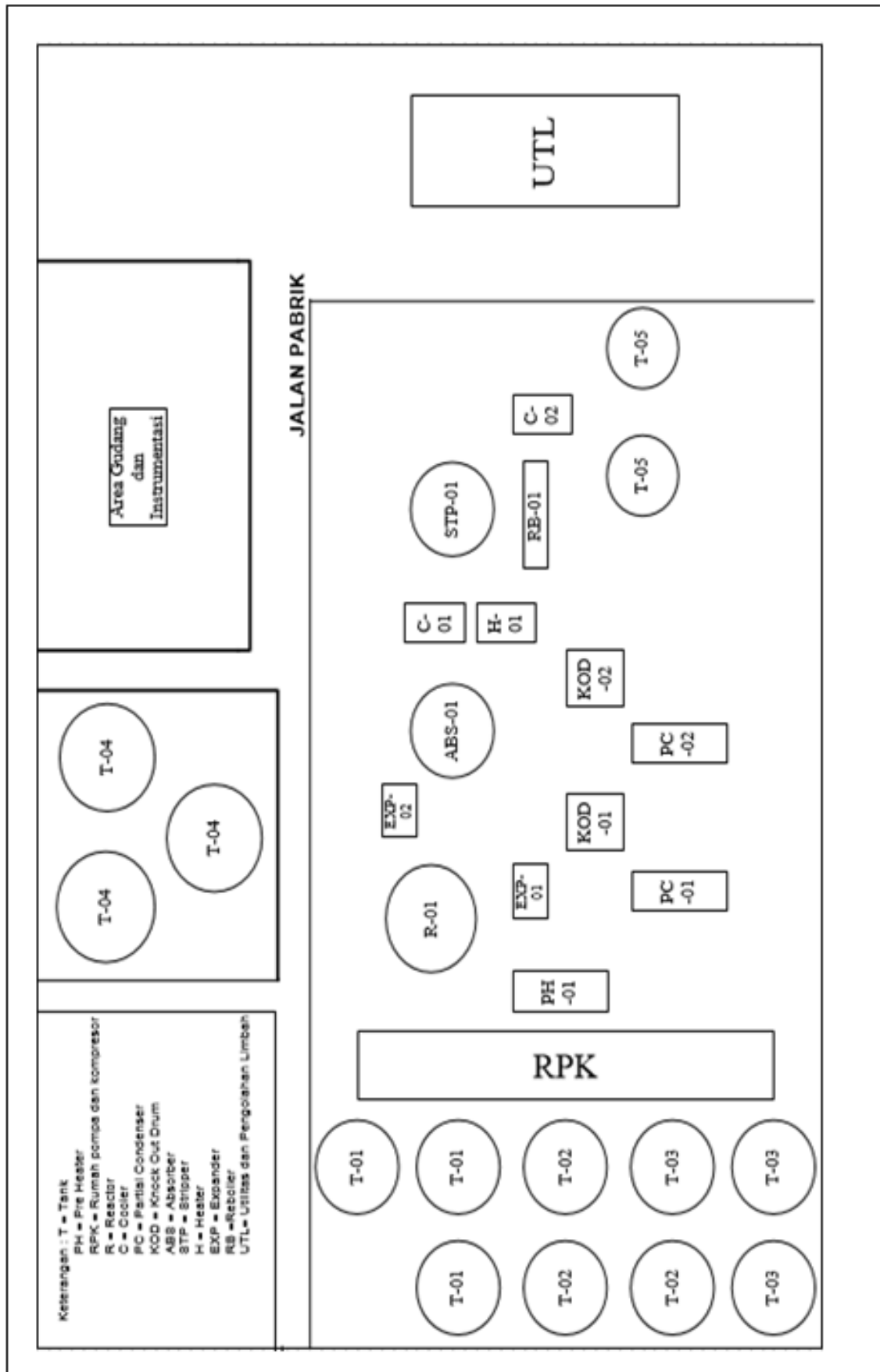
Adapun perkiraan luas tanah yang diperlukan berdasarkan Gambar 3.2. dan Gambar 3.3. adalah sebagai berikut:

- | | |
|-----------------------------------|--------------------|
| 1) Luas area pabrik | : 1,95 Ha |
| 2) Luas tanah untuk perkantoran | : 1,45 Ha |
| 3) Luas perumahan dan sarana umum | : 1,29 Ha |
| 4) Luas area perluasan pabrik | : <u>1,10 Ha</u> + |
| Total | : 5,79 Ha |

Tata letak pabrik pembuatan Metil Merkaptan dan tata letak peralatan dapat dilihat pada Gambar 3.2. dan Gambar 3.3.



Gambar 3.2. Tata Letak Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan



Gambar 3.3. Tata Letak Peralatan

BAB IV
NERACA MASSA DAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 36.000 Ton/Tahun
Operasi Pabrik	: 300 Hari/Tahun
Basis Perhitungan	: 1 Jam Operasi
Satuan Massa	: Kilogram (kg)
Satuan Panas	: Kilo Joule (kJ)
Temperatur Referensi	: 25°C
Bahan baku	: CO, H ₂ , dan H ₂ S
Produk	: CH ₃ SH

4.1. NERACA MASSA

4.1.1. Mixing Point-01 (MP-01)

Komponen	Input (kg/jam)				Output (kg/jam)
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 19	Aliran 4
Karbon Monoksida	0,0000	3.815,2089	0,0000	288,6644	4.103,8732
Hidrogen Sulfida	0,0000	0,0000	3.591,2259	1.392,0487	4.983,2747
Hidrogen	401,3862	0,0000	0,0000	184,8814	586,2676
Nitrogen	0,3060	2,1946	1,4425	5,740	9,6831
Total	401,3862	3.817,4035	3.592,6684	1.871,3345	9.683,0986
		9.683,0986			

4.1.2. Reactor-01 (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)
	Aliran 6	Aliran 7
Karbon Monoksida	4.103,8732	374,8888
Hidrogen	586,2676	228,2486
Hidrogen Sulfida	4.983,2747	1.445,1495
Karbonil Sulfida	0,0000	0,0000
Karbondioksida	0,0000	1.281,0825
Air	0,0000	1.349,0459
Nitrogen	9,6831	9,6831
Metil Merkaptan	0,0000	4.995,0002
Total	9.683,0986	9.683,0986

4.1.3. Partial Condenser-01 (PC-01)

Komponen	Input (kg/jam) Aliran 8	Output, Aliran 9 (kg/jam)	
		Uap	Liquid
Karbon Monoksida	374,8888	374,8888	0,0000
Hidrogen	228,2486	228,2486	0,0000
Hidrogen Sulfida	1.445,1495	1.445,1495	0,0000
Karbondioksida	1.281,0825	1.281,0825	0,0000
Air	1.349,0459	0,0000	1.349,0459
Nitrogen	9,6831	7,0000	2,6831
Metil Merkaptan	4.995,0002	4.995,0002	0,0000
Total	9.683,0986	8.331,3696	1.351,7290
		9.683,0986	

4.1.4. Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Komponen	Input (kg/jam) Aliran 9	Output (kg/jam)	
		Aliran 10 Uap	Aliran 11 Liquid
	Karbon Monoksida	374,8888	374,8888
Hidrogen	228,2486	228,2486	0,0000
Hidrogen Sulfida	1.445,1495	1.445,1495	0,0000
Karbondioksida	1.281,0825	1.281,0825	0,0000
Air	1.349,0459	0,0000	1.349,0459
Nitrogen	9,6831	7,0000	2,6831
Metil Merkaptan	4.995,0002	4.995,0002	0,0000
Total	9.683,0986	8.331,3696	1.351,7290
	9.683,0986	9.683,0986	

4.1.5. Partial Condenser-02 (PC-02)

Komponen	Input (kg/jam) Aliran 10	Output, Aliran 12 (kg/jam)	
		Uap	Liquid
Karbon Monoksida	374,8888	374,8888	0,0000
Hidrogen	228,2486	228,2486	0,0000
Hidrogen Sulfida	1.445,1495	1.440,1497	4,9998
Karbondioksida	1.281,0825	1.281,0825	0,0000
Nitrogen	7,0000	7,0000	0,0000
Metil Merkaptan	4.995,0002	0,0000	4.995,0002
Total	8.331,3696	3.331,3696	5.000,000
		8.331,3696	

4.1.6. Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 12		Aliran 13 Uap	Aliran 14 Liquid
Karbon Monoksida	374,8888		374,8888	0,0000
Hidrogen	228,2486		228,2486	0,0000
Hidrogen Sulfida	1.445,1495		1.440,1497	4,9998
Karbondioksida	1.281,0825		1.281,0825	0,0000
Nitrogen	7,0000		7,0000	0,0000
Metil Merkaptan	4.995,0002		0,0000	4.995,0002
Total	8.331,3696		3.331,3696	5.000,000
			8.331,3696	

4.1.7. Absorber-01 (AB-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 16	Aliran 26	Top Aliran 18	Bottom Aliran 17
Karbon Monoksida	374,8888	0,0000	288,6644	86,2244
Hidrogen	228,2486	0,0000	184,8814	43,3672
Hidrogen Sulfida	1.440,1497	0,0000	1.392,0487	48,1010
Karbondioksida	1.281,0825	0,0000	0,0000	1.281,0825
Nitrogen	7,0000	0,0000	5,7400	1,2600
Monoethanolamine	0,0000	3.815,4710	0,0000	3.815,4710
Total	3.331,3696	3.815,4710	1.871,3345	5.275,5061
	7.146,8406		7.146,8406	

4.1.8. Stripper-01 (ST-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 20		Top Aliran 21	Bottom Aliran 22
Karbon Monoksida	86,2244		84,8731	1,3513
Hidrogen	43,3673		38,5816	4,7857
Hidrogen Sulfida	48,1010		47,7547	0,3463
Karbondioksida	1.281,0825		1.091,2592	189,8233
Nitrogen	1,2600		1,2600	0,0000
Monoethanolamine	3.815,4710		0,0000	3.815,4710
Total	5.275,5062		1.263,7286	4.011,7776
			5.275,5062	

4.1.9. Reboiler (RB-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Aliran 22	Aliran 23	Aliran 23	Aliran 24
Karbon Monoksida	1,3513	1,3513		0,0000
Hidrogen	4,7857	4,7857		0,0000
Hidrogen Sulfida	0,3463	0,3463		0,0000
Karbondioksida	189,8233	189,8233		0,0000
Nitrogen	0,0000	0,0000		0,0000
Monoethanolamine	3.815,4710	0,0000	3.815,4710	
Total	4.011,7776	196,3066	3.815,4710	4.011,7776

4.2. NERACA PANAS

4.2.1. Mixing Point-01 (MP-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₁	28.877,1451	0,0000
Q ₂	19.825,4718	0,0000
Q ₃	18.116,1381	0,0000
Q ₁₉	21.848,6153	0,0000
Q ₄	0,0000	88.667,3703
Total	88.667,3703	88.667,3703

4.2.2. Compressor-01 (CP-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₄	88.667,3703	0,0000
Q ₅	0,0000	12.992,0828
Q _{kompresi}	0,0000	75.675,2875
Total	88.667,3703	88.667,3703

4.2.3. Preheater-01 (PH-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₅	88.667,3703	0,0000
Q ₆	0,0000	4.632.464,2036
Q _{s, in}	9.898.528,3202	0,0000
Q _{s, out}	0,0000	5.354.731,4869
Total	9.987.195,6905	9.987.195,6905

4.2.4. Reactor-01 (R-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₆	4.632.464,2036	0,0000
Q _{w, in}	2.715.495,8225	0,0000
Q _{Hr}	0,0000	-30.509.610,4867
Q ₇	0,0000	3.913.872,7315
Q _{w, out}	0,0000	33.943.697,7813
Total	7.347.960,0261	7.347.960,0261

4.2.5. Expander-01 (EXP-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₇	3.913.872,7315	0,0000
Q ₈	0,0000	11.937,3804
Q _{ekspansi}	0,0000	3.901.935,3511
Total	3.913.872,7315	3.913.872,7315

4.2.6. Partial Condenser-01 (PC-01)

Komponen	Q _{in} (kJ/jam)	Q _{out} (kJ/jam)
Q ₈	3.913.872,7315	0,0000
Q _{r, in}	491.333,8698	0,0000
Q _{l(9)}	0,0000	144.031,1331
Q _{v(9)}	0,0000	292.543,4605
Q _{r, out}	0,0000	3.968.632,0077
Total	4.405.206,6013	4.405.206,6013

4.2.7. Knock Out Drum-01 (KOD-01)

Komponen	Q (kJ/jam)	
	Q _{in}	Q _{out}
Q ₉	436.574,5936	0,0000
Q ₁₀	0,0000	292.543,4605
Q ₁₁	0,0000	144.031,1331
Total	436.574,5936	436.574,5936

4.2.8. Partial Condenser-02 (PC-02)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₁₀	292.543,4605	0,0000
Q _{r, in}	164.541,6269	0,0000
Q _{l(12)}	0,0000	-531.285,1440
Q _{v(12)}	0,0000	-340.675,4691
Q _{r, out}	0,0000	1.329.045,7005
Total	457.085,0874	457.085,0874

4.2.9. Knock Out Drum-02 (KOD-02)

Komponen	Q (kJ/jam)	
	Q_{in}	Q_{out}
Q ₁₂	-871.960,6131	0,000
Q ₁₃	0,0000	-340.675,4691
Q ₁₄	0,0000	-531.285,1440
Total	-871.960,6131	-871.960,6131

4.2.10. Compressor-02 (CP-02)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₁₃	-340.675,4691	0,0000
Q ₁₆	0,0000	3.914,4005
Q _{comp}	0,0000	-344.589,8696
Total	-340.675,4691	-340.675,4691

4.2.11. Absorber-01 (AB-01)

Q_{in} (kJ/jam)		Q_{out} (kJ/jam)	
Q ₁₆ =	97.469,3436	Q ₁₈ =	68.066,0794
Q ₂₆ =	191.011,9490	Q ₁₇ =	220.415,2132
Σ Q =	288.481,2926	Σ Q =	288.481,2926

4.2.12. Expander-02 (EXP-02)

Aliran	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₁₈	68.066,0794	0,0000
Q ₁₉	0,0000	3.169,0436
Q _{ekspansi}	0,0000	64.897,0358
Total	68.066,0794	68.066,0794

4.2.13. Heater-01 (H-01)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₁₇	220.415,2132	0,0000
Q ₂₀	0,0000	1.458.376,3605
Q _{s,in}	2.696.862,1013	0,0000
Q _{s,out}	0,0000	1.458.900,9540
Total	2.917.277,3145	2.917.277,3145

4.2.14. Stripper-01 (ST-01)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Komponen	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₂₀	1.458.376,3605	Q _{21 (top)}	160.196,1682
		Q _{22 (bottom)}	1.298.180,1923
		Q _{latent}	59.251,9830
		Q _{reboiler}	519.816,3468
Q _{s, in}	1.261.483,3964	Q _{s, out}	682.415,0666
Total	2.719.859,7569		2.719.859,7569

4.2.15. Reboiler-01 (RB-01)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Komponen	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₂₂	1.298.180,1923	Q _{23 (top)}	30.635,4510
		Q _{24 (bottom)}	1.728.462,6889
		Q _{laten}	58.898,3992
Q _{s, in}	1.132.404,6869	Q _{s, out}	612.588,3401
Total	2.430.584,8792		2.430.584,8792

4.2.16. Cooler-01 (C-01)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₂₅	1.728.462,6889	0,0000
Q ₂₆	0,0000	191.011,9490
Q _{r, in}	217.238,0946	0,0000
Q _{r, out}	0,0000	1.754.688,8345
Total	1.945.700,7835	1.945.700,7835

4.2.17. Cooler-02 (C-02)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₂₁	160.196,1682	0,0000
Q ₂₇	0,0000	-57.024,2507
Q _{r, in}	30.692,7232	0,0000
Q _{r, out}	0,0000	247.913,1421
Total	190.888,8914	190.888,8914

4.2.18. Compressor-03 (CP-03)

Komponen	Q_{in} (kJ/jam)	Q_{out} (kJ/jam)
Q ₂₇	1.225,4295	0,0000
Q ₂₈	0,0000	1.244,7401
Q _{kompresi}	0,0000	-19,3106
Total	1.225,4295	1.225,4295

BAB V UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik yang menyediakan, menyiapkan, dan mendistribusikan kebutuhan unit proses untuk produksi. Kebutuhan bahan penunjang yang harus disediakan oleh unit utilitas secara kontinyu demi kelangsungan operasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

- 1) Kebutuhan *steam*
 - a) *saturated steam* 320°C = 6.098,3860 kg/jam
 - b) *superheated steam* = 4.753,8369 kg/jam
- 2) Kebutuhan air = 19.930,4660 kg/jam
- 3) Kebutuhan *refrigerant ammonia* = 514,1371 kg/tahun
- 4) Kebutuhan listrik = 287,4973 kW
- 5) Kebutuhan bahan bakar (*Industrial Fuel Oil*) = 393,8495 liter/jam.

Perincian perhitungan kebutuhan bahan penunjang dapat dilihat di bawah ini.

5.1. Unit Penyediaan *Steam*

Unit penyediaan *steam* bertugas untuk menyediakan *steam* untuk pemanas aliran proses maupun penggerak turbin.

5.1.1. *Steam* Pemanas

Steam yang digunakan untuk pemanas aliran proses adalah *saturated steam* pada temperatur 320°C. Kebutuhan *steam* untuk pemanas adalah sebagai berikut:

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Preheater-01 (PH-01)	3.661,1045
Heater-01 (H-01)	997,4709
Reboiler-01 (RB-01)	418,8352
Stripper-01 (ST-01)	466,5767
Total	5.543,9873

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan } \textit{steam} \text{ pemanas} &= (1 + 10\%) \times \text{kebutuhan } \textit{steam} \\
 &= (1 + 10\%) \times 5.543,9873 \text{ kg/jam} \\
 &= 6.098,3860 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

5.1.2. *Steam* Penggerak Turbin

Steam yang digunakan untuk penggerak turbin adalah *superheated steam* 600 psi 750°F.

Kebutuhan *steam* = 25,5 lb/kW jam ... (Perry, R. H., 1999)

Efisiensi *stage* = 30% ... (Perry, R. H., 1999)

Daya turbin = 500 hp ... (Perry, R. H., 1999)

$$= 372,850 \text{ kW}$$

$$\text{Jumlah } \textit{steam} = \frac{7,65 \text{ lb/kW.jam}}{0,30}$$

$$= 25,5 \text{ lb/kW jam}$$

$$= 25,5 \text{ lb/kW jam} \times 372,850 \text{ kW}$$

$$= 9.507,674 \text{ lb/jam}$$

$$= 4.321,6699 \text{ kg/jam}$$

Faktor keamanan 10%

$$\text{Kebutuhan } \textit{steam} = (1 + 10\%) \times \text{jumlah } \textit{steam}$$

$$= (1 + 10\%) \times 4.321,6699 \text{ kg/jam}$$

$$= 4.753,8369 \text{ kg/jam.}$$

5.2. Unit Penyediaan Air

Unit penyediaan air merupakan bagian dari unit utilitas yang bertugas mengolah dan menyediakan air untuk memenuhi kebutuhan air, yaitu:

- a) Air pendingin
- b) Air umpan *boiler*
- c) Air proses
- d) Air domestik.

5.2.1. Air Pendingin

Air pendingin merupakan air yang digunakan untuk mendinginkan aliran proses. Berikut ini jumlah air pendingin yang dibutuhkan oleh alat proses:

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Reactor-01 (R-01)	324.393,2413
Compressor-02 (CP-02)	4.333,1284
Total	328.726,3697

Pemakaian air pendingin dilakukan secara sirkulasi. Air pendingin yang telah digunakan untuk pendinginan akan didinginkan kembali di *cooling tower*. Selama air didinginkan di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*losses*), yaitu *evaporation loss*, *drift loss*, dan *blowdown*.

a) *Evaporation loss*

Evaporation loss merupakan kehilangan air pendingin karena penguapan, dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \quad \dots(\text{Perry, R. H, 1999})$$

Keterangan :

W_e = *Evaporation loss* (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam) = 324.393,2413 kg/jam

T_1 = Temperatur air pendingin masuk *cooling tower* (°F) = 130°F

T_2 = Temperatur air pendingin keluar *cooling tower* (°F) = 86°F

maka :

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2) \\ &= 0,00085 \times 324.393,2413 \text{ kg/jam} \times (130 - 86) \\ &= 12.294,3662 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) *Drift loss*

Drift loss merupakan jumlah air pendingin yang hilang karena terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Kehilangan karena *drift loss* ini berkisar antara 0,1–0,2% dari sirkulasi air pendingin (Perry, R. H., 1999).

$$\begin{aligned} W_d &= 0,2\% \times W_c \\ &= 0,2\% \times 324.393,2413 \text{ kg/jam} \\ &= 657,4527 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c) *Blowdown*

Blowdown merupakan sebagian air pendingin yang dibuang untuk menjaga konsentrasi padatan terlarut dalam air pendingin. Banyaknya *blowdown* dapat dihitung dengan “*number of cycles of concentration*”. *Cycles of concentration (cycles)* adalah rasio konsentrasi dari padatan terlarut dalam air sirkulasi dengan padatan terlarut dalam air *make-up*. *Cycles of concentration* pada operasi *cooling tower* biasanya berkisar dari 3 sampai 5 *cycles* (Perry, R. H., 1999).

$$cycles = \frac{W_e + W_b}{W_b} \quad \dots(\text{Perry, R. H., 1999})$$

Dipilih 3 *cycles*.

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{W_e}{cycles - 1} \\ &= \frac{12.294,3662 \text{ kg/jam}}{3 - 1} \\ &= 6.147,1831 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah total } make\text{-up air pendingin} &= W_e + W_d + W_b \\ &= 19.099,0021 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2.2. Air Umpan *Boiler*

Air umpan *boiler* merupakan air yang dimasukkan ke dalam *boiler* untuk diubah menjadi uap/*steam* di dalam *boiler*.

$$\text{a) Kebutuhan } steam \text{ pemanas} = 6.098,3860 \text{ kg/jam}$$

$$\text{b) Kebutuhan } steam \text{ penggerak turbin} = 4.753,8369 \text{ kg/jam}$$

Kondensat dari *steam* disirkulasi kembali sebagai air umpan *boiler*.

Kehilangan (*loss*) di *steam trap* dan pada saat *blowdown* sebesar 4%.

Kebutuhan *make-up* air umpan *boiler*:

a) *Make-up* air umpan *boiler* untuk *steam* pemanas

$$\begin{aligned} Make\text{-up} &= 4\% \times \text{kebutuhan } steam \text{ pemanas} \\ &= 4\% \times 6.098,3860 \text{ kg/jam} \\ &= 243,9354 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b) *Make-up* air umpan *boiler* untuk *steam* penggerak turbin

$$\begin{aligned} \textit{Make-up} &= 4\% \times \text{kebutuhan } \textit{steam} \text{ penggerak turbin} \\ &= 4\% \times 4.753,8369 \text{ kg/jam} \\ &= 190,1535 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \textit{Make-up} \text{ air umpan } \textit{boiler} &= (243,9354 + 190,1535) \text{ kg/jam} \\ &= 434,0889 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2.3. Air Domestik

Air domestik digunakan untuk keperluan rumah, perkantoran, laboratorium dan fasilitas umum. Adapun rincian kebutuhan air domestik berdasarkan Standar Nasional Indonesia (SNI 19-6728.1-2002) meliputi:

1) Kebutuhan rumah tangga 120 liter/orang/hari.

Terdapat 11 rumah yang dihuni oleh 4 orang/rumah.

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air rumah tangga} &= 11 \times 4 \times 120 \text{ liter/orang/hari} \\ &= 5.280 \text{ liter/hari} \\ &= 220 \text{ liter/jam.} \end{aligned}$$

2) Kantor 10 liter/pegawai/hari.

$$\begin{aligned} \text{Untuk 133 pegawai} &= 1.330 \text{ liter/hari} \\ &= 55,4167 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

3) Laboratorium 10 liter/pegawai/hari.

$$\begin{aligned} \text{Untuk 6 pegawai} &= 60 \text{ liter/hari} \\ &= 2,5 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

4) Kamtin dan Masjid 2.000 liter/hari.

$$\begin{aligned} \text{Untuk 1 unit} &= 2.000 \text{ liter/hari} \\ &= 83,3333 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Total kebutuhan air domestik} = 361,250 \text{ liter/jam}$$

Densitas air = 1 kg/liter, maka:

Faktor keamanan 10%

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air domestik} &= \textit{safety factor} \times m_{\text{air}} \times \rho_{\text{air}} \\ &= (1 + 10\%) \times 361,250 \text{ liter/jam} \times 1 \text{ kg/liter} \\ &= 397,3750 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

5.2.5. Total Kebutuhan Air

a) Air pendingin	= 19.099,0021 kg/jam
b) Air umpan boiler	= 434,0889 kg/jam
c) Air domestik	= <u>397,3750 kg/jam</u> +
Total kebutuhan air	= 19.930,4660 kg/jam

5.3. Unit Penyediaan Refrigeran

Refrigeran digunakan untuk pendinginan di bawah temperatur air pendingin. Refrigeran yang digunakan adalah *ammonia* pada temperatur -33°C . Berikut ini jumlah refrigeran yang dibutuhkan oleh alat proses:

Alat	Kebutuhan (kg/jam)
Cooler-01 (C-01)	1.123,4323
Cooler-02 (C-02)	158,7254
Partial Condenser-01	2.540,9002
Partial Condenser-02	850,9160
Total	4.673,9739

Dengan faktor keamanan 10%, maka refrigeran yang disuplai yaitu:

$$= (1+10\%) \times 4.673,9739 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.141,3712 \text{ kg/jam}$$

Refrigeran digunakan secara sirkulasi. Kebocoran selama sirkulasi diperkirakan sebanyak 10% setiap tahun, maka kebutuhan refrigeran setiap tahunnya adalah $10\% \times 5.141,3712 \text{ kg/tahun} = 514,1371 \text{ kg/tahun}$.

5.4. Unit Penyediaan Tenaga Listrik

5.4.1. Peralatan

Alat	Daya (HP)
Pump-01 (P-01)	1
Pump-02 (P-02)	1
Compressor-01 (CP-01)	55,6175
Compressor-02 (CP-02)	19,3559
Compressor-03 (CP-03)	12,4669
Expander-01 (EXP-01)	67,5135
Expander-02 (EXP-02)	23,4342
Total	180,3880

$$\begin{aligned} \text{Total kebutuhan listrik peralatan} &= 180,3880 \text{ HP} \times 0,746 \text{ kW/HP} \\ &= 134,5694 \text{ kW} \end{aligned}$$

5.4.2. Penerangan Pabrik

1) Penerangan pabrik :

$$\text{Luas area pabrik} = 19.464,6761 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Pedoman Efisiensi Energi untuk Industri di Asia (Anonim, 2006), penerangan di area pabrik menggunakan:

$$\text{Tipe lampu} = \text{Lampu Sodium Tekanan Tinggi (HPSV)}$$

$$\text{Iluminasi lampu} = 90 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Intensitas penerangan} = 150 \text{ lumen/m}^2 \quad \dots(\text{SNI 03-6197-2001})$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{19.464,6761 \text{ m}^2 \times 150 \text{ lumen/m}^2}{90 \text{ lumen/watt}}$$

$$= 32.441,1269 \text{ watt}$$

$$= 32,4411 \text{ kW}$$

2) Penerangan kantor, perumahan, dan fasilitas lain.

$$\text{Luas area kantor, perumahan dan fasilitas lain} = 14.514,1 \text{ m}^2$$

Berdasarkan Pedoman Efisiensi Energi untuk Industri di Asia, (Anonim, 2006) penerangan di area perkantoran menggunakan:

$$\text{Tipe lampu} = \text{Neon}$$

$$\text{Iluminasi lampu} = 60 \text{ lumen/watt}$$

$$\text{Intensitas Penerangan} = 300 \text{ lumen/m}^2 \quad \dots(\text{SNI 03-6197-2001})$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = \frac{14.514,1 \text{ m}^2 \times 300 \text{ lumen/m}^2}{60 \text{ lumen/watt}}$$

$$= 72.570,5 \text{ watt}$$

$$= 72,5705 \text{ kW}$$

Total Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Total kebutuhan listrik untuk area pabrik, perkantoran dan fasilitas lainnya

$$= (32,4411 + 72,5705) \text{ kW}$$

$$= 105,0116 \text{ kW}$$

Total kebutuhan listrik untuk peralatan dan penerangan

$$= (134,5694 + 105,0116) \text{ kW}$$

$$= 239,5811 \text{ kW}$$

Listrik yang disuplai unit utilitas

$$= \text{Total kebutuhan listrik} + \text{faktor keamanan } 20\%$$

$$= (1 + 20\%) \times 239,5811 \text{ kW}$$

$$= 287,4973 \text{ kW}$$

Untuk memenuhi kebutuhan listrik, digunakan 1 buah generator dengan penggerak turbin uap *single stage* dengan kapasitas 500 HP (372,850 kW) dan 1 buah generator diesel sebagai cadangan.

5.5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan pada *boiler*. Rincian kebutuhan bahan bakar pada *boiler* adalah sebagai berikut.

5.5.1. Saturated Steam

Saturated steam yang digunakan bersuhu 320°C.

Dari tabel *steam* (Smith, J.M. dan H. C. Van Ness, 2001) diperoleh:

$$\text{Panas laten, } H_\lambda = 1.241,100 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Kebutuhan steam, } m_{\text{steam}} = 5.543,9873 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Panas yang dibutuhkan} &= m_{\text{steam}} \times H_\lambda \\ &= 5.543,9873 \text{ kg/jam} \times 1.241,100 \text{ kJ/kg} \\ &= 6.880.642,6572 \text{ kJ/jam} \\ &= 6.521.590,7695 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

5.5.2. Steam Penggerak Turbin

Steam yang digunakan sebagai penggerak turbin adalah *superheated steam* 600 psi 750°F. Data dari Tabel 29-9 (Perry, R. H., 1999), didapat nilai:

$$\text{entalpi inlet steam} = 1.380 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{entalpi exhaust steam} = 1.090 \text{ Btu/lb}$$

$$\Delta H = 290 \text{ Btu/lb}$$

$$\text{Kebutuhan steam, } m_{\text{steam}} = 7,65 \text{ lb/kW.jam} \quad \dots(\text{Perry, R. H., 1999})$$

$$\text{Efisiensi stage} = 30\% \quad \dots(\text{Perry, R. H., 1999})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya turbin} &= 500 \text{ hp} \\
 &= 372,850 \text{ kW} \\
 \text{Jumlah steam} &= \frac{7,65 \text{ lb/kW.jam}}{0,30} \\
 &= 25,5 \text{ lb/kW.jam} \\
 &= 25,5 \text{ lb/kW.jam} \times 372,850 \text{ kW} \\
 &= 9.507,6737 \text{ lb/jam} \\
 \text{Panas yang dibutuhkan} &= m_{\text{steam}} \times \Delta H \\
 &= 9.507,6737 \text{ lb/jam} \times 290 \text{ Btu/lb} \\
 &= 2.757.225,3803 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Total panas yang dibutuhkan boiler :

$$\begin{aligned}
 \text{Steam pemanas} &= 6.521.590,7695 \text{ Btu/jam} \\
 \text{Steam penggerak turbin} &= \underline{2.757.225,3803 \text{ Btu/jam}} + \\
 \text{Total panas yang dibutuhkan (Q)} &= 9.278.816,1498 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan adalah *Industrial Fuel Oil* (IFO) dari Pertamina dengan nilai kalor (LHV) sebesar 18.000 Btu/lb.

$$\text{Efisiensi boiler } (\eta) = 80\% \quad \dots(\text{Brouillette, 2018})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar boiler} &= \frac{Q}{\eta \times \text{LHV}} \\
 &= \frac{9.278.816,1498 \text{ Btu/jam}}{0,8 \times 18.000 \text{ Btu/lb}} \\
 &= 644,3622 \text{ lb/jam} \\
 &= 292,8919 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\text{Daya listrik yang dibutuhkan} = 287,4973 \text{ kW} = 980.981,577 \text{ Btu/jam}$$

Generator yang digunakan yaitu generator dengan tipe 3608 Caterpillar, dengan maksimum rating sebesar 2.660 kW.

$$\text{Efisiensi generator} = 75\% \quad \dots(\text{Perry, Tabel 29-9, hal 29-21})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Daya generator} &= 7.457 \text{ kW} \\
 &= 25.444.340,1732 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Bahan bakar yang digunakan light fuel oil,

Nilai kalor = 17.680 Btu/lb

Efisiensi generator = 75% ...(Perry, Tabel 29-9, hal 29-21)

Bahan bakar yang dibutuhkan = $\frac{25.444.340,1732 \text{ Btu/jam}}{17.680 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}} \times 75\%}$

= 1.918,8793 lb/jam

= 870,3889 kg/jam

Densitas IFO = 0,991 kg/liter

Faktor keamanan 10%

Total bahan bakar yang disuplai = $(1+10\%) \times (292,8919 + 870,3889) \text{ kg/jam}$

= 1.195,4960 kg/jam

= 1.195,4960 kg/jam / 0,991 kg/liter

= 1.206,3531 liter/jam

BAB VI
SPEKIFIKASI PERALATAN

6.1. ABSORBER-01 (AB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Absorber-01
Kode Alat	AB-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menyerap gas CO ₂ dari gas campuran menggunakan Monoethanolamine
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Packed Tower</i>
Tekanan (bar)	10,2
Temperatur (°C)	40,5997
Diameter Kolom (m)	1,8684
Tinggi Absorber (m)	5,3760
Tebal Dinding (cm)	1,6011
Jenis <i>Packing</i>	<i>Ceramic Raschig Ring</i>
Nominal Size	50 mm (2 in)
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>

6.2. COOLER-01 (C-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Cooler-01
Kode Alat	C-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menurunkan temperatur Monoethanolamine keluaran ST-01 sebelum masuk ke dalam AB-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0159
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	18,2640
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	11,1620
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	24,0098
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	76,3202
ΔP _s (psi)	0,0615
ΔP _T (psi)	0,4810

6.3. COOLER-02 (C-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Cooler-02
Kode Alat	C-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menurunkan temperatur keluaran <i>top</i> ST-01 sebelum masuk ke tangki penyimpanan CO ₂ (T-05)
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0469
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	29,3652
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	12,3602
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	40,7721
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	104,9620
ΔP _s (psi)	3,1574
ΔP _T (psi)	0,3204

6.4. COMPRESSOR-01 (CP-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Compressor-01	
Kode Alat	CP-01	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinu	
Fungsi	Menaikkan tekanan <i>feed</i> hingga 11 bar	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>	
Kapasitas	1.196,1837	m ³ /jam
Temperatur Masuk	30	°C
Temperatur Keluar	119,7920	°C
Tekanan Masuk	5	Bar
Tekanan Keluar	11	Bar
Power	55,6175	HP
Jumlah <i>Stage</i>	3	<i>Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

6.5. COMPRESSOR-02 (CP-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Compressor-02	
Kode Alat	CP-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinu	
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran KOD-02 hingga 10,2 bar sebelum masuk AB-01	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>	
Kapasitas	434,1450	m ³ /jam
Temperatur Masuk	-30	°C
Temperatur Keluar	40,5597	°C
Tekanan Masuk	4	Bar
Tekanan Keluar	10,2	Bar
Power	19,3559	HP
Jumlah <i>Stage</i>	3	<i>Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

6.6. COMPRESSOR-03 (CP-03)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Compressor-03	
Kode Alat	CP-03	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinu	
Fungsi	Menaikkan tekanan keluaran <i>top</i> ST-01 hingga 2,97 bar	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Reciprocating Compressor</i>	
Kapasitas	376,1521	m ³ /jam
Temperatur Masuk	-10	°C
Temperatur Keluar	40,3475	°C

Tekanan Masuk	1,8	bar
Tekanan Keluar	2,97	Bar
Power	12,4669	HP
Jumlah <i>Stage</i>	1	<i>Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

6.7. EXPANDER-01 (EXP-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Expander-01	
Kode Alat	EXP-01	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Menurunkan tekanan keluaran dari 10 bar menjadi 6 bar	
DATA DESAIN		
Kapasitas	1.018,8162	ft ³ /jam
Temperatur Masuk	280	°C
Temperatur Keluar	186,2113	°C
Tekanan Masuk	11	Bar
Tekanan Keluar	6	Bar
Power	67,5135	HP
Jumlah <i>Stage</i>	1	<i>Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	

6.8. EXPANDER-02 (EXP-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Expander-02	
Kode Alat	EXP-02	
Jumlah	1 unit	
Fungsi	Menurunkan tekanan dari 10,2 bar menjadi 5 bar	
DATA DESAIN		
Kapasitas	423,1457	ft ³ /jam
Temperatur Masuk	40,5597	°C
Temperatur Keluar	30	°C
Tekanan Masuk	10,2	bar
Tekanan Keluar	5	bar
Power	23,4342	HP
Jumlah <i>Stage</i>	1	<i>Stage</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>	

6.9. HEATER-01 (H-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater-01
Kode Alat	H-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menaikkan temperatur keluaran AB-01 sebelum masuk ke dalam ST-01
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0680
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	22,2127
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	8,8515
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	151,2621
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	26,0361
ΔP _s (psi)	0,0032
ΔP _T (psi)	0,0242

6.10. KNOCK OUT DRUM-01 (KOD-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Knock Out Drum-01
Kode Alat	KOD-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Memisahkan fase uap dan <i>liquid</i> keluaran dari PC-01
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Ellipsoidal Head</i>
Tekanan	5,5 bar
Temperatur	50 °C
Diameter	2,0571 m
Tinggi	6,0861 m
Tebal Dinding	1,1448 cm
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>

6.11. KNOCK OUT DRUM-02 (KOD-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Knock Out Drum-02	
Kode Alat	KOD-02	
Jumlah	1 unit	
Operasi	Kontinu	
Fungsi	Untuk memisahkan CH ₃ SH liquid dari <i>non-condensable gas</i>	
DATA DESAIN		
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Ellipsoidal Head</i>	
Tekanan	4	bar
Temperatur	-30	°C
Diameter	1,9991	m
Tinggi	6,2803	m
Tebal Dinding	0,9616	cm
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304	

6.12. PUMP-01 (P-01)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pump-01	
Kode Alat	P-01	
Fungsi	Mengalirkan <i>liquid</i> CH ₃ SH ke tangki penyimpanan (T-04)	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	-30	°C
Densitas	932,6475	Kg/m ³
Laju alir massa	5000	Kg/jam
Viskositas	0,3998	cP
Tekanan Uap	138,2960	mmHg
Kapasitas pompa	25,9645	gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	3,4710	ft ³ /s
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS,in	4	2
SN	40	40
ID, in	4,026	2,067
OD, in	4,500	2,375
Panjang, m	5	3
<i>Velocity, ft/s</i>	0,8457	2,4828
<i>Total Friction Loss, ft lbf/lb</i>	0,0302	0,7740
<i>Required Motor Driver, HP</i>	1	
Jumlah	2 (1 unit Cadangan)	
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 304	

6.13. PUMP-02 (P-02)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Pump-02	
Kode Alat	P-02	
Fungsi	Mengalirkan Monoethanolamine ke AB-01	
Tipe	<i>Centrifugal Pump</i>	
Temperatur	40,5597	°C
Densitas	1.100,7236	Kg/m ³
Laju alir massa	3.815,4710	Kg/jam
Viskositas	2,8561	cP
Tekanan Uap	45,9245	mmHg
Kapasitas pompa	18,2828	gal/min
<i>Volumetric Flowrate</i>	2,4441	ft ³ /s
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS, in	4	2
SN	40	40
ID, in	4,026	2,067
OD, in	4,500	2,375
Panjang, m	3	5
<i>Velocity, ft/s</i>	0,5955	1,7483
<i>Total Friction Loss, ft lbf/lb</i>	0,1536	1,3364
<i>Required Motor Driver, HP</i>	1	
Jumlah	2 (1 unit Cadangan)	
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>	

6.14. PARTIAL CONDENSER-01 (PC-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Partial Condenser-01
Kode Alat	PC-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Mengkondensasikan H ₂ O yang keluar dari bagian <i>top</i> reaktor
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0575
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	78,5706
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	14,2457
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	176,9302
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	141,3336
ΔP _s (psi)	0,2812
ΔP _T (psi)	0,3208

6.15. PARTIAL CONDENSER-02 (PC-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Partial Condenser-02
Kode Alat	PC-02
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Mengkondensasikan produk utama (CH ₃ SH)
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0085
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	38,3813
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	29,0370
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	278,4178
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	44,5184
ΔP _s (psi)	1,7370
ΔP _T (psi)	0,3075

6.16. PREHEATER-01 (PH-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Preheater-01
Kode Alat	PH-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menaikkan temperatur <i>feed</i> sebelum masuk ke reaktor (R-01)
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0096
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	80,9960
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	45,6042
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	122,5162
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	239,0002
ΔP _s (psi)	0,0859
ΔP _T (psi)	0,0853

6.17. REACTOR-01 (R-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reactor-01
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Tempat terjadinya reaksi antara CO, H ₂ S, dan H ₂ membentuk Metil Merkaptan (CH ₃ SH)
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Fixed Bed Multi Tube Reactor</i>
Temperatur (°C)	280
Tekanan (bar)	10
Diameter (m)	2,4949
Tinggi (m)	6,7262
Tebal Dinding (cm)	2,1234
Tebal Jacket (cm)	0,22
Katalis	<i>Potassium Molybdate</i>
Diameter katalis (mm)	5,2
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>

6.18. REBOILER-01 (RB-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reboiler-01
Kode Alat	RB-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Menguapkan kembali gas-gas yang belum terlucuti
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>
Rd Calculated (hr ft ² °F/BTU)	0,0146
U _C (BTU/ hr ft ² °F)	72,5953
U _D (BTU/ hr ft ² °F)	35,2223
h _o (BTU/ hr ft ² °F)	232,6383
h _{io} (BTU/ hr ft ² °F)	105,5245
ΔP _s (psi)	0,0928
ΔP _T (psi)	0,1521

6.19. STRIPPER-01 (ST-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Stripper-01
Jumlah	1 unit
Operasi	Kontinu
Fungsi	Melucuti gas CO ₂ yang terserap dari larutan Monoethanolamine
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Packed Tower</i>
Tekanan (bar)	2
Temperatur (°C)	120
Diameter Kolom (m)	0,9903
Tinggi Stripper (m)	6,7762
Tebal Dinding (m)	0,0021
Jenis <i>Packing</i>	<i>Ceramic Raschig Ring</i>
Jumlah Tray	2
Nominal Size	50 mm (2 in)
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>

6.20. TANK-01 (T-01)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tank-01
Kode Alat	T-01
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku gas Hidrogen (H ₂)
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Kapasitas (m ³)	12.847,0131
Tekanan (bar)	5
Temperatur (°C)	30
Inside Diameter (m)	14,0771
Outside Diameter (m)	14,1351
Tebal Dinding (m)	0,02915
Jumlah	3 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.21. TANK-02 (T-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tank-02
Kode Alat	T-02
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku gas Karbon Monoksida (CO)
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Kapasitas (m ³)	11.170,7047
Tekanan (bar)	5
Temperatur (°C)	30
Inside Diameter (m)	13,4361
Outside Diameter (m)	13,4915
Tebal Dinding (m)	0,02771
Jumlah	3 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.22. TANK-03 (T-03)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tank-03
Kode Alat	T-03
Fungsi	Tempat penyimpanan bahan baku gas Hidrogen Sulfida (H ₂ S)
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Kapasitas (m ³)	5.812,8013
Tekanan (bar)	5
Temperatur (°C)	30
Inside Diameter (m)	10,8071
Outside Diameter (m)	10,8518
Tebal Dinding (m)	0,02236
Jumlah	3 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

6.23. TANK-04 (T-04)

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	Tank-04	
Kode Alat	T-04	
Jumlah	3 Unit	
Fungsi	Untuk menampung produk utama (CH ₃ SH)	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Silinder Vertical dengan Ellipsoidal Head</i>	
Temperatur desain	-30	°C
Tekanan Desain	5,0490	bar
Kapasitas	141,5326	m ³
DATA MEKANIK		
Diameter Tangki	4,7648	M
Tinggi Tangki	8,3384	M
Tebal Dinding Tangki	0,0244	M
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 304</i>	

6.24. TANK-05 (T-05)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tank-05
Kode Alat	T-05
Fungsi	Tempat penyimpanan gas Karbondioksida (CO ₂)
Tipe	<i>Spherical Tank</i>
Kapasitas (m ³)	5.325,2225
Tekanan (bar)	2,97
Temperatur (°C)	40
Inside Diameter (m)	10,4960
Outside Diameter (m)	10,5222
Tebal Dinding (m)	0,013058
Jumlah	2 unit
Bahan Konstruksi	<i>Carbon Steel</i>

BAB VII

ORGANISASI PERUSAHAAN

7.1. Bentuk perusahaan

Kelancaran aktivitas perusahaan dalam usahanya untuk memperoleh keuntungan maksimal dan perkembangan perusahaan yang pesat, ditunjang oleh struktur organisasi. Struktur organisasi perusahaan yang baik merupakan sarana untuk mencapai efisiensi perusahaan yang tinggi. Masing-masing bagian dalam struktur organisasi memiliki fungsi yang berbeda satu sama lain tetapi saling berhubungan (Yamin, 2013).

Dalam mengoperasikan pabrik pembuatan Metil Merkaptan yang direncanakan, dipilih suatu bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi ini adalah suatu bentuk usaha berbadan hukum yang dapat memiliki, mengatur, dan mengolah kekayaannya sendiri, serta dapat mengumpulkan modal secara efektif, sedangkan sistem organisasi yang digunakan berbentuk yaitu *Line and Staff*. Modal pengelolaan pabrik berasal dari para pemegang saham dan pinjaman yang berasal dari bank (Yamin, 2013). Sistem organisasi semacam ini mempunyai beberapa kelebihan, antara lain (Zhopio, 2013):

- a) dapat digunakan dalam organisasi skala besar dengan susunan organisasi yang kompleks dan pembagian tugas yang beragam
- b) cocok untuk perubahan yang cepat (rasionalisasi dan promosi)
- c) dapat menghasilkan keputusan yang sehat dan logis melalui bantuan *staff* ahli
- d) memungkinkan konsentrasi dan loyalitas tinggi terhadap pekerjaan
- e) pelaksanaan pengawasan dan pertanggungjawaban lebih mudah dilakukan.

Bentuk Perseroan Terbatas (PT) dipilih dengan alasan sebagai berikut:

- 1) Harta Pribadi Lebih Aman

Kewajiban yang disetorkan kepada PT hanya sebatas modal. Jika PT yang didirikan mengalami kerugian, maka kewajiban pemilik hanya terbatas sejumlah modal yang disetorkan. Harta pribadi tidak tersentuh oleh kerugian perusahaan. Pasal 3 ayat (1) UU No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas menyatakan

bahwa “Para pemegang saham tidak bertanggung jawab secara pribadi atas tindakan PT dan perikatan yang dilakukan oleh PT melebihi dari saham yang dimiliki oleh masing-masing pemegang saham”. Berdasarkan ketentuan di atas dalam hal badan usaha berbentuk PT, maka tanggung jawab pemegang saham hanya sebatas pada porsi saham yang dimiliki dan tidak dapat mencakup kekayaan pribadi dari pemegang saham (Leo, 2015).

2) Mudah dalam Mengalihkan Kepemilikan

Bila ingin mendirikan PT, maka kepemilikan terhadap perusahaan dalam bentuk saham. Jika seseorang adalah pemegang saham perusahaan dan ingin menjualnya, maka orang tersebut akan mudah memindahtangankan sahamnya ke pihak lain. Pemilik yang ingin menjual sahamnya tetap harus memperhatikan anggaran dasar perusahaan yang mengatur tata cara pengalihan saham (Leo, 2015).

3) Tidak Terdapat Batasan Waktu

Berdasarkan peraturan perundang-undangan, tidak ada batas jangka waktu hidupnya sebuah PT. Artinya, selama PT itu masih mampu untuk beroperasi, walau pemilik atau manajemennya sudah henggang atau meninggal dunia, maka dapat dilanjutkan oleh pemegang saham lainnya (Leo, 2015).

4) Lebih Mudah Memperoleh Dana dalam Jumlah Besar

Badan usaha berbentuk PT dapat menghimpun dana pinjaman dalam jumlah yang besar karena pihak kreditor akan lebih mempercayai badan usaha yang berbentuk PT. Alasan lainnya adalah modal PT dibagi dalam lembar saham, dimana saham tersebut dapat dijual kepada pihak investor untuk meningkatkan modal usaha. Dengan menggunakan struktur pemberian modal melalui saham, keuntungan didapatkan oleh kedua belah pihak, baik pihak investor dan pihak pengusaha yang ingin melakukan pengembangan bisnis (Leo, 2015).

5) Bebas Beraktivitas Bisnis

Pengusaha lebih memiliki kebebasan untuk melakukan berbagai aktivitas bisnis, baik jenis atau bidang usaha maupun wilayah operasinya yang lebih luas dan beragam (Leo, 2015).

6) Pemakaian Nama PT Dilindungi oleh Undang-Undang

Pemilihan nama PT harus disetujui dulu oleh Kementerian Hukum dan Hak Asasi Manusia. Bila disetujui, nama PT yang anda didirikan tidak lagi dapat digunakan oleh pihak lain, baik dari penamaan PT atau merk dagang. Sebab, dalam ketentuan pendaftaran merk dinyatakan bahwa suatu merk tidak boleh menggunakan nama suatu badan hukum seperti PT (Leo, 2015).

7) Legitimasi dari Pemerintah

Berdasarkan Undang-Undang No.40 Tahun 2007 (UU PT), jenis dan kegiatan usaha serta tata cara pelaksanaan kegiatan PT diatur dalam anggaran dasar yang dibuat dalam akta notarial dan harus didaftarkan serta disahkan oleh Kemenkumham (Leo, 2015).

8) Lebih Profesional

Keuntungan mendirikan PT lainnya adalah dalam menjalankan kegiatan usahanya perseroan dijalankan oleh organ yang terdiri dari Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS), Dewan Komisaris, dan Direksi. Dari ketiga organ perseroan di atas, masing-masing organ memiliki kapasitas dan kewajiban masing-masing dalam menjalankan kegiatan usaha perseroan. Berbeda halnya dengan badan usaha yang tidak berbadan hukum yang dalam menjalankan kegiatan usahanya hanya dijalankan oleh paling sedikit dua orang dan pengambilan keputusan dapat dilakukan langsung oleh pesero/sekutu aktif dalam badan usaha non-badan hukum tersebut. Dengan adanya organ PT yang terpisah, maka fungsi pengawasan dalam PT membuat PT dinilai lebih profesional dari segi pertanggung jawabannya (Leo, 2015).

7.2. Struktur Organisasi

Dewan Komisaris merupakan badan tertinggi yang berkewajiban mengawasi dan menentukan keputusan dan kebijakan perusahaan. Sebagai pelaksana langsung operasional perusahaan, Dewan Komisaris menunjuk atau mengangkat seorang Direktur yang fungsinya bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris (Yasmin, 2013). Dalam melaksanakan tugasnya, Direktur dibantu oleh tiga orang Manager, yaitu:

- 1) Manager Teknik dan Produksi, membawahi:
 - a) Asisten Manager Produksi
 - b) Asisten Manager Pemeliharaan dan Instrumentasi
 - c) Asisten Manager Pusat Penelitian dan Pengembangan
- 2) Manager Keuangan dan Pemasaran, membawahi:
 - a) Asisten Manager Keuangan
 - b) Asisten Manager Pemasaran
- 3) Manager Personalia dan Umum, membawahi:
 - a) Asisten Manager Personalia
 - b) Asisten Manager Umum

7.3. Tugas dan Wewenang

7.3.1. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris selaku pimpinan perusahaan tertinggi yang diangkat oleh rapat umum pemegang saham untuk masa jabatan tertentu dan mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut (Yasmin, 2013):

- 1) Menetapkan kebijaksanaan sesuai dengan kebijaksanaan pemerintah.
- 2) Mengangkat dan memberhentikan serta melakukan pengawasan terhadap Direksi.
- 3) Menolak dan menyetujui rencana Direksi.
- 4) Mengadakan rapat Dewan Komisaris setiap tahun.

7.3.2. Direktur

Direktur membawahi Manager Teknik dan Produksi, Manager Keuangan dan Pemasaran, dan Manager Umum. Tugas dan wewenang Direktur adalah:

- 1) Melaksanakan kebijaksanaan yang ditetapkan oleh Dewan Komisaris.
- 2) Mengendalikan kebijaksanaan umum dalam operasi perencanaan dan program perusahaan.
- 3) Memberikan laporan tentang hal-hal yang berhubungan dengan kegiatan perusahaan kepada Dewan Komisaris.
- 4) Mengambil inisiatif serta membuat perjanjian-perjanjian dan kontrak kerja sama dengan pihak di luar organisasi perusahaan.

7.3.3. Manager Teknik dan Produksi

Dalam melaksanakan tugasnya, Manager Teknik dan Produksi mempunyai wewenang dan merumuskan kebijaksanaan teknik dan operasi pabrik serta mengawasi kesinambungan operasional pabrik (Yasmin, 2013). Manager Teknik dan Produksi membawahi :

1) Asisten Manager Produksi

Asisten Manager ini mempunyai wewenang sebagai berikut:

- a) Melaksanakan operasi selama proses berlangsung.
- b) Mengawasi persediaan bahan baku, penyimpanan hasil produksi, dan transportasi hasil produksi.
- c) Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit utilitas.

2) Asisten Manager Pemeliharaan dan Perbengkelan

Asisten Manager ini mempunyai wewenang sebagai berikut:

- a) Mengawasi dan melaksanakan pemeliharaan peralatan pabrik serta menjaga keselamatan kerja.
- b) Melakukan perbaikan peralatan yang mendukung kelancaran operasi pabrik.

3) Asisten Manager Pusat Penelitian dan Pengembangan (Puslitbang)

Asisten Manager ini mempunyai wewenang sebagai berikut:

- a) Membuat program dan melaksanakan penelitian untuk peningkatan mutu produk.
- b) Mengawasi pelaksanaan penelitian dan analisa hasil produksi.

7.3.4. Manager Keuangan dan Pemasaran

Manager Keuangan dan Pemasaran dalam melaksanakan tugasnya memiliki wewenang untuk merencanakan anggaran belanja dan pendapatan perusahaan serta melakukan pengawasan keuangan perusahaan (Yasmin, 2013). Manager Keuangan dan Pemasaran membawahi :

1) Asisten Manager Keuangan

Tugas dan wewenang jabatan ini adalah:

- a) Mengatur dan mengawasi setiap perusahaan bagi penyediaan bahan baku dan pemasukkan hasil penjualan produk.

- b) Mengatur dan menyerahkan gaji karyawan.
 - c) Mengatur dan merencanakan anggaran pembelian barang.
- 2) Asisten Manager Pemasaran
- Tugas dan wewenang jabatan ini adalah:
- a) Menentukan daerah-daerah pemasaran hasil.
 - b) Menetapkan harga jual produk dan mempromosikan hasil produksi.
 - c) Meningkatkan hubungan kerja sama dengan perusahaan lain.
 - d) Bertanggung jawab atas kelancaran transportasi bahan baku dan hasil produksi.

7.3.5. Manager Personalia dan Umum

Manager Personalia dan Umum mempunyai wewenang untuk melaksanakan tata laksana seluruh unsur dalam organisasi (Yasmin, 2013).

Manager Umum dan Personalia membawahi:

- 1) Asisten Manager Personalia
- Tugas dan wewenang jabatan ini adalah:
- a) Memberikan pelayanan administrasi kepada semua unsur organisasi.
 - b) Memberikan dan meningkatkan hubungan kerja sama antar karyawan dan masyarakat.
 - c) Mengatur *recruitment* pegawai baru bila diperlukan.
 - d) Memberikan latihan dan pendidikan bagi karyawan.
- 2) Asisten Manager Umum
- Tugas dan wewenang jabatan ini adalah:
- a) Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi, baik di bidang kesejahteraan dan fasilitas-fasilitas kesehatan, keamanan, dan keselamatan kerja bagi seluruh karyawan dan keluarganya.
 - b) Bertanggung jawab atas keamanan pabrik dan lingkungan di sekitar pabrik.

7.3.6. Asisten Manager

Asisten Manager mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- 1) Melaksanakan tugas yang diberikan oleh pimpinan dan melakukan pengawasan terhadap tugas bawahannya.

- 2) Memberikan laporan pertanggung jawaban kepada pimpinan atas tugas-tugas yang diberikan serta menerima laporan dari bawahannya.
- 3) Mengawasi pelaksanaan dari rencana yang dibuat oleh pimpinan dan memberikan saran-saran terutama yang berhubungan dengan tugasnya.

7.3.7. Supervisor

Supervisor mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut:

- 1) Bertanggung jawab kepada Asisten Manager masing-masing atas kelancaran kerja dalam mencapai target yang telah ditentukan.
- 2) Mengenali kualitas dan kuantitas barang-barang dan peralatan kerja yang menjadi tanggung jawabnya.
- 3) Menciptakan suasana kerja yang baik, serta menjamin keselamatan karyawan, mengajukan saran dan membuat laporan secara berkala kepada Asisten Manager masing-masing.

7.3.8. Sekretaris

Sekretaris mempunyai tugas dan wewenang sebagai berikut :

- 1) Memfilter informasi dan sebagai sumber informasi bagi pimpinan dan menjalankan tugas, fungsi, dan tanggung jawab.
- 2) Mengatur aktivitas perusahaan mulai dari administrasi dan *human relations* (HR).
- 3) Menjadi perantara pihak-pihak yang ingin berhubungan dengan pimpinan.
- 4) Menjadi mediator pimpinan dengan bawahan.
- 5) Memberikan ide-ide sebagai alternatif pemikiran pimpinan.
- 6) Pemegang rahasia penting pimpinan yang berkaitan dengan perusahaan.

7.3.9. Operator/Staff

Operator/*Staff* merupakan tenaga pelaksana yang secara langsung bertugas melaksanakan pekerjaan di lapangan/kantor sesuai dengan bidang dan keahlian masing-masing. Operator/*Staff* bertanggung jawab kepada Supervisor masing-masing atas kelancaran kerja dalam mencapai target yang telah ditentukan.

7.4. Sistem Kerja

Pegawai merupakan aset utama perusahaan dalam menjalankan sistem dalam perusahaan. Tanpa adanya pegawai maka perusahaan tidak akan berjalan.

Kepegawaian di dalam perusahaan dikendalikan oleh Bagian Personalia. Semua aspek dari kepegawaian diatur dan dikendalikan oleh elemen tersebut.

7.4.1. Peraturan Pekerjaan

Sesuai dengan UU No.13 tahun 2003 pasal 108 yang menyatakan bahwa “Pengusaha yang mempekerjakan pekerja/buruh sekurang-kurangnya 10 (sepuluh) orang wajib membuat peraturan perusahaan yang mulai berlaku setelah disahkan oleh Menteri atau pejabat yang ditunjuk.”

Adapun hal-hal yang menyangkut dengan peraturan pekerjaan yaitu:

- 1) Peraturan berlaku selama dua tahun.
- 2) Memuat hak dan kewajiban masing-masing.
- 3) Memuat syarat kerja.
- 4) Memuat tata tertib.
- 5) Memuat jangka waktu masa berlaku.
- 6) Dikeluarkan oleh perusahaan.

Pabrik pembuatan Metil Merkaptan berkapasitas 36.000 ton/tahun beroperasi selama 300 hari dalam satu tahun dan 24 jam dalam sehari. Untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran, maka waktu kerja diatur dengan non *shift* dan *shift*.

7.4.2. Sistem Kerja Karyawan non-*shift*

Waktu kerja bagi karyawan non *shift* perusahaan ialah 5 hari kerja, yaitu:

- a) Hari Senin s/d Kamis : Pukul 07.30 – 16.30 WIB
dengan jam istirahat Pukul 12.00 – 13.00 WIB
- b) Hari Jumat : Pukul 07.00 – 17.00 WIB
dengan jam istirahat Pukul 11.30 – 13.30 WIB
- c) Hari Sabtu, Minggu, dan hari besar libur.

7.4.3. Waktu Kerja Karyawan *Shift*

Kegiatan perusahaan yang dijalani oleh pekerja *shift* adalah selama 8 jam per hari. Pembagian *shift* 3 kali per hari yang bergantian secara periodik dengan perulangan dalam 8 hari. Jumlah tim dalam pekerja *shift* adalah 4 tim (A, B, C, dan D) dengan 3 tim bekerja secara bergantian dalam 1 hari, sedangkan 1 tim

lainnya libur. Penjadwalan dalam 1 hari kerja per periode (8 hari) adalah sebagai berikut:

- a) *Shift I* (Pagi) : Pukul 07.00 – 15.00 WIB
- b) *Shift II* (Sore) : Pukul 15.00 – 23.00 WIB
- c) *Shift III* (Malam) : Pukul 23.00 – 07.00 WIB
- d) *Shift IV* (Libur)

Adapun hari libur diatur sebagai berikut:

- a) *Shift I* : 2 hari kerja, 1 hari libur
- b) *Shift II* : 2 hari kerja, 1 hari libur
- c) *Shift III* : 2 hari kerja, 1 hari libur

Pembagian jadwal *shift* untuk pekerja *shift* dapat dilihat tabel 7.1., yaitu pergantian antara *shift* dilakukan berdasarkan standar prosedur operasional yang diberlakukan oleh pihak perusahaan.

Tabel 7.1. Pembagian Jam Kerja Pekerja *Shift*

<i>Shift</i>	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

7.5. Penentuan Jumlah Karyawan

Penentuan jumlah karyawan pabrik Metil Merkaptan berkapasitas 36.000 ton/tahun, berdasarkan ketentuan pada literatur pada buku *Chemical Engineering Plant Design, Frank C Vilbrandt*.

7.5.1. Pengelompokan Pekerja Pabrik

Di dalam lingkungan pabrik terdapat dua kelompok pekerja, yaitu:

- a) Direct Operating Labor

Direct operating labor adalah pekerja yang berhubungan langsung dengan jalannya operasi atau proses di pabrik. Dalam hal ini dikategorikan untuk pekerja dalam bidang teknik produksi.

b) Indirect Operating Labor

Indirect operating labor adalah pekerja yang tidak langsung berhubungan dengan jalannya operasi atau proses di pabrik. Jenis pekerjaan ini dapat dikelompokkan untuk pekerja pada bagian perbengkelan dan pemeliharaan, bidang PUSLITBANG, bagian personalia, bagian umum, bagian pemasaran, dan bagian keuangan.

7.5.2. Penentuan Jumlah Pekerja

1) Direct Operating Labor

Metode penentuan jumlah pekerja pada bagian proses/operasi dilakukan dengan dengan gambar 6-35, p-235 *Vilbrant, Chemical Engineering Plant Design*. Perhitungan dilakukan dengan cara sebagai berikut :

- a) Menentukan kapasitas produksi (dalam ton/hari).

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas} &= 36.000 \text{ ton/tahun} \\ &= \frac{36.000 \text{ ton/tahun}}{300 \text{ hari/tahun}} = 120 \text{ ton/hari.} \end{aligned}$$

- b) Menentukan jenis proses pabrik, yaitu :

- i. Proses dengan peralatan manual.
- ii. Proses dengan peralatan semi otomatis.
- iii. Proses dengan peralatan otomatis tinggi.

Dalam pembuatan pabrik Metil Merkaptan kapasitas 36.000 ton/tahun dipilih proses dengan peralatan semi otomatis.

- c) Dengan menggunakan grafik pada gambar 6-35 pada halaman 235 (*Vilbrandt*), yang didapat adalah 51 men (*hours/day*)/*processing steps*.

- d) Dengan menggunakan rumus berikut :

$$M = 15,2 \times P^{0,25}$$

Maka, didapat jumlah pekerja sebanyak 51 orang (*hours/day*)/*processing steps*.

- e) Proses terdiri dari 10 tahapan, yaitu :

- a) *Feed Preparation*
- b) *Pumping and Piping*
- c) *Heating and Cooling*
- d) *Reaction*
- e) *Condensing*

- f) *Absorption and Stripping*
- g) *Expander*
- h) *Compression*
- i) *Bagging*
- j) *Utility*

Karyawan *shift* bekerja selama 8 jam per hari sesuai dengan jadwal *shift* yang ditentukan, maka:

$$M = \frac{51 \text{ men} \left(\frac{\text{hours}}{\text{day}} \right) / \text{processing steps}}{8 \text{ hours/day}} \times 10 \text{ processing steps}$$

$$= 64 \text{ men}$$

Jadi, jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk *direct operating labor* adalah 64 orang yang terbagi pada berbagai posisi/jabatan bagian teknik dan produksi, utilitas, serta instrumentasi.

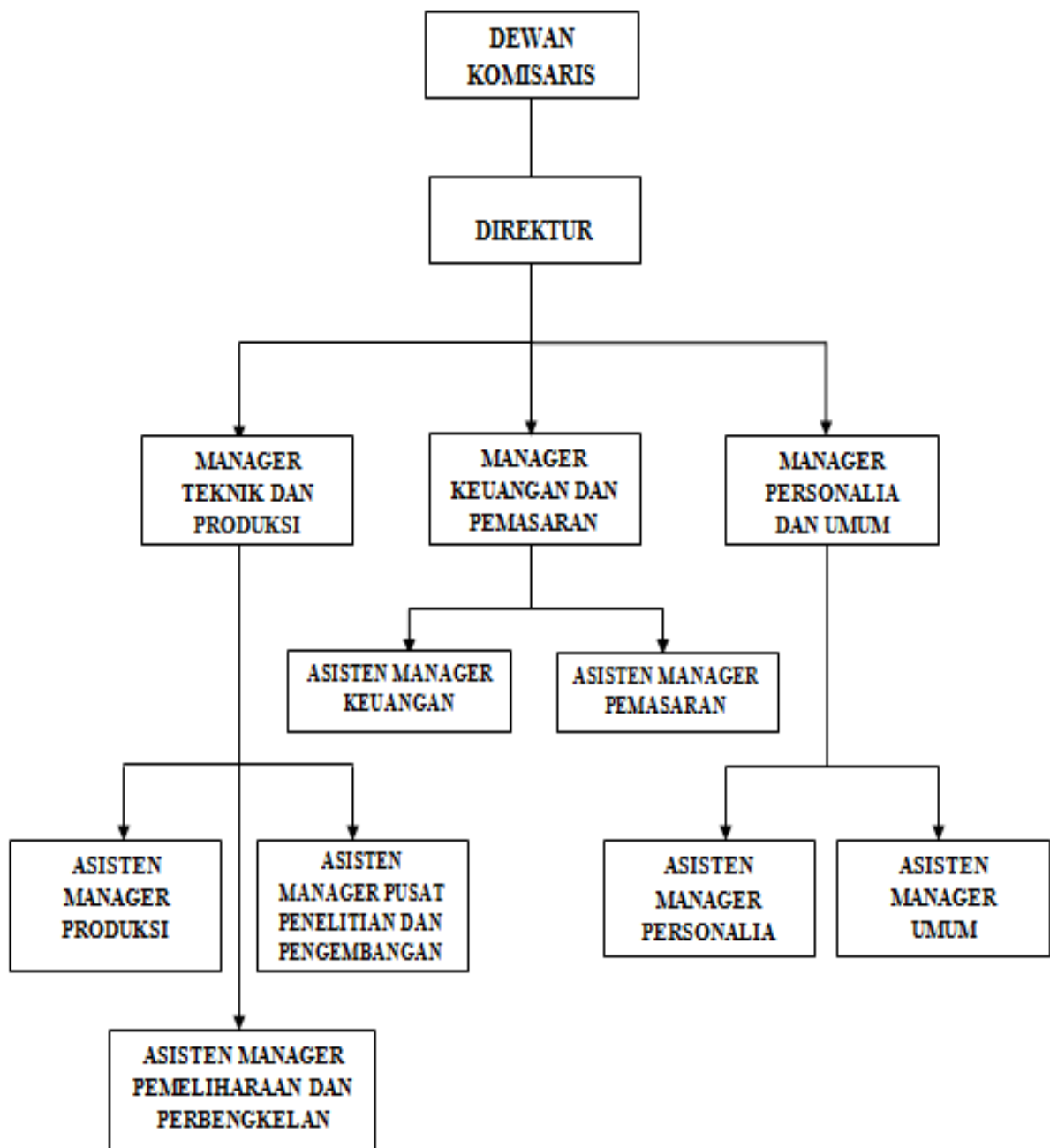
2) Indirect Operating Labor

Diperkirakan jumlah buruh pada kelompok ini berdasarkan kondisi rata-rata kebutuhan pabrik terhadap pekerja untuk bagian teknik dan produksi (bidang pemeliharaan, perbengkelan, dan PUSLITBANG), bagian umum, bagian pemasaran dan keuangan. Untuk lebih jelasnya struktur organisasi perusahaan pabrik pembuatan Metil Merkaptan dapat dilihat pada Tabel 7.2.

Tabel 7.2. Perincian Jumlah Karyawan

POSISI/ JABATAN	JUMLAH (ORANG)	JADWAL KERJA
Direktur	1	Daily
Sekretaris Perusahaan	1	Daily
A. Manager Teknik dan Produksi	1	Daily
Sekretaris Manager Teknik dan Produksi	1	Daily
1). Asisten Manager Produksi	1	Daily
a. Supervisor Unit Proses	1	Daily
Operator Kontrol	12	Shift
Operator Lapangan	24	Shift
b. Supervisor Unit Utilitas	1	Daily
Operator Kontrol	8	Shift
Operator Lapangan	16	Shift
2). Asisten Manager Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	Daily
a. Supervisor Pemeliharaan & Perbengkelan	1	Daily
Pekerja Bengkel	2	Daily
<i>Staff</i> Gudang	2	Daily
b. Supervisor Instrumentasi	1	Daily
Operator Instrumentasi	4	Daily
3. Asisten Manager Pusat Penelitian dan Pengembangan	1	Daily
a. Supervisor Perencanaan	1	Daily
<i>Staff</i> Perencanaan	3	Daily
b. Supervisor Penelitian dan Pengembangan	1	Daily
<i>Staff</i> Penelitian dan Pengembangan	3	Daily
c. Supervisor Laboratorium dan QC	1	Daily
<i>Staff</i> Laboratorium dan QC	3	Daily
Analisis	2	Daily
B. Manager Keuangan dan Pemasaran	1	Daily
Sekretaris Manager Keuangan dan Pemasaran	1	Daily
1). Asisten Manager Keuangan	1	Daily
a. <i>Staff</i> Bagian Keuangan	2	Daily
b. <i>Staff</i> Bagian Administrasi	2	Daily
c. <i>Staff</i> Bagian Pembelian	2	Daily
2). Asisten Manager Pemasaran	1	Daily
a. <i>Staff</i> Bagian Penjualan	2	Daily
b. <i>Staff</i> Bagian Promosi	2	Daily
c. <i>Staff</i> Bagian Pergudangan	2	Daily
C. Manager Personalia dan Umum	1	Daily

POSISI/ JABATAN	JUMLAH (ORANG)	JADWAL KERJA
Sekretaris Manager Personalia dan Umum	1	Daily
1). Asisten Manager Personalia	1	Daily
a. <i>Staff</i> Humas	2	Daily
b. <i>Staff</i> Kepegawaian	2	Daily
C. <i>Staff</i> Diklat	2	Daily
2). Asisten Manager Umum	1	Daily
a. HSE	4	Daily
b. Dokter	1	Daily
c. Perawat	1	Daily
d. Pengemudi	2	Daily
e. Pemadam Kebakaran	2	Daily
f. <i>Cleaning Service</i>	2	Daily
g. Satpam	8	Shift
Total	139	



Gambar 7.1. Struktur Organisasi Perusahaan

BAB VIII

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi perlu dilakukan agar dapat mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan atau tidak sekaligus mendapatkan gambaran umum mengenai kelayakan pendirian Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dengan Kapasitas 36.000 ton/tahun ini secara ekonomi.

Dalam menganalisa ekonomi, *Total Capital Investment* (TCI) dan *Total Production Cost* (TPC) diperhitungkan terlebih dahulu (Lampiran 4, Perhitungan Analisa Ekonomi), selanjutnya menghitung parameter-parameter ekonomi yang diperlukan untuk menganalisa kelayakan Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan.

Adapun parameter yang diambil dalam menentukan layak atau tidaknya pendirian pabrik Pembuatan Metil Merkaptan adalah sebagai berikut:

- 1) Profitabilitas
 - a) *Net Profit Before Tax* (NPBT)
 - b) *Net Profit After Tax* (NPAT)
- 2) Lama Waktu Pengembalian Modal
 - a) Lama Pengangsuran Pengembalian Modal
 - b) *Pay Out Time* (POT)
- 3) Total Modal Akhir
 - a) *Net Profit Over Total Life of the Project* (NPOTLP)
 - b) *Total Capital Sink* (TCS)
- 4) Laju Pengembalian Modal
 - a) *Rate of Return Investment* (ROR)
 - b) *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR)
- 5) *Break Even Point* (BEP)

Sebelum menganalisa kelima hal penting di atas, perlu dilakukan perhitungan terhadap beberapa hal berikut:

- 1) Modal Industri (*Total Capital Investment*), terdiri dari:
 - a) Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)

- b) Modal Kerja (*Working Capital*)
- 2) Biaya Produksi (*Total Production Cost*), terdiri dari :
 - a) Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)
 - b) Belanja Umum (*General Expenses*)

8.1. Keuntungan (Profitabilitas)

Didirikannya suatu pabrik tentunya memiliki tujuan mendapatkan keuntungan yang besar. Maka dari itu keuntungan dari didirikannya suatu pabrik harus dipertimbangkan. Keuntungan merupakan selisih antara penjualan dengan modal investasi produksi. Keuntungan yang didapatkan oleh suatu pabrik akan diperoleh setelah pabrik beroperasi dalam jangka waktu tertentu.

Perhitungan *Annual Cash Flow*

Annual Cash Flow adalah uang tunai yang disediakan setiap tahunnya dan hitung dengan cara sebagai berikut:

Penjualan Produk

Produk Utama:

Produksi Metil Merkaptan	:	36.000 ton/tahun	
Harga Jual Metil Merkaptan	:	US \$ 11.60	
Total Harga Jual Metil Merkaptan	:	US \$ 417,600,000.00	
Produk Samping:			
Produksi Karbondioksida	:	9.099 ton/tahun	
Harga Jual Karbondioksida	:	US \$ 1,5	
Total Harga Jual Karbondioksida	:	US \$ 13,648.27	
Total Harga Jual CH ₃ SH dan CO ₂	:	US \$ 417,613,648.27	
<i>Total Production Cost</i> (TPC)	:	US \$ 348,407,356.57	—
<i>Net Profit Before Tax</i> (NPBT)	:	US \$ 69,206,291.70	
<i>Income Tax</i> (25% NPBT)	:	US \$ 17,301,572.92	—
<i>Net Profit After Tax</i> (NPAT)	:	US \$ 51,904,718.77	
<i>Depreciation</i> (10% FCI)	:	US \$ 5,242,353.30	
<i>Annual Cash Flow</i> (ACF)	:	US \$ 57,147,072.07	+

Uang tunai yang diperoleh setiap tahun sebesar US\$ 57,147,072.07. Uang tunai yang diperoleh setiap tahun adalah 92,66% dari TCI dan lebih besar dari

bunga bank (11,1%), maka Pabrik Metil Merkaptan dengan kapasitas 36.000 ton/tahun layak untuk didirikan.

8.2. Lama Waktu Pengembalian Modal

Lamanya waktu untuk pengembalian modal dapat dilihat dari:

- 1) Kemampuan Pengangsuran
- 2) *Pay Out Time* (POT)

Optimalnya pendirian suatu pabrik harus diketahui *service life* dari pabrik tersebut karena lewat dari waktu tersebut, maka pabrik dikatakan tidak beroperasi secara ekonomi lagi (*Salvage Value*, TSV = 0). *Service life* untuk *chemical manufacturing* adalah 11 tahun (Peters, 1991).

Depresiasi bisa dihitung dengan merujuk pada perhitungan 10% dari *Fixed Capital Investment* (FCI), yaitu :

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= 10\% \times \text{Fixed Capital Investment (FCI)} \\ &= 10\% \times \text{US \$ } 52,423,532.97 \\ &= \text{US } 5,242,353.30 \end{aligned}$$

8.2.1. Lama Pengangsuran Pengembalian Modal

Total Capital Investment adalah sejumlah uang atau modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik. Modal ini harus dikembalikan beserta bunganya dengan jalan mengangsur.

Untuk menetapkan lama pengangsuran dapat dilakukan perhitungan dengan cara sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Total Capital Investment (TCI)} &= \text{US \$ } 61,674,744.68 \\ \text{Annual Cash Flow (ACF)} &= \text{US \$ } 57,147,072.07 \\ \text{Bunga Modal} &= 11,1\% \\ \text{Pinjaman (P) (100\% TCI)} &= \text{US \$ } 61,674,744.68 \end{aligned}$$

Maka besarnya angsuran pertahun dapat dihitung dengan rumus:

Tabel 8.1. Angsuran Pengembalian Modal

Tahun ke-	Pinjaman	Bunga	Total Hutang	Angsuran	Sisa Hutang
0	61,674,744.68	0.00	61,674,744.68	0.00	61,674,744.68
1	61,674,744.68	6,845,896.66	68,520,641.34	19,921,855.94	48,598,785.39
2	48,598,785.39	5,394,465.18	53,993,250.57	19,921,855.94	34,071,394.63
3	34,071,394.63	3,781,924.80	37,853,319.44	19,921,855.94	17,931,463.49
4	17,931,463.49	1,990,392.45	19,921,855.94	19,921,855.94	0.00
Jumlah		223,951,132.87	18,012,679.09	241,963,811.96	79,687,423.77

8.2.2. Pay Out Time (POT)

Pay Out Time dapat dihitung menggunakan persamaan berikut :

$$POT = \frac{FCI + Bunga TCI}{ACF}$$

Dimana :

FCI (*Fixed capital Investment*) = US \$ 52,425,532.97

Bunga *Total Capital Investment* = US \$ 18,012,679.09

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 57,147,072.07

$$POT = \frac{US\$ 52,425,532.97 + US\$ 18,012,679.09}{US\$ 57,147,072.07}$$

$$POT = 1,2$$

Pay Out Time (POT) yang diperoleh adalah 1,2 tahun, yaitu kurang dari setengah umur pabrik (11 tahun), dengan kata lain pabrik ini layak untuk didirikan.

8.3. Total Modal Akhir

Total modal akhir merupakan uang tunai yang ada hingga akhir umur pabrik. Total modal akhir tersebut dapat dinyatakan dalam dua cara yaitu :

1. *Net Profit Over Total Life of the Project* (NPOTLP)
2. *Total Capital Sink* (TCS)

Pabrik dinyatakan layak didirikan apabila hingga akhir umur pabrik, nilai NPOTLP lebih besar dari pada nilai TCI ditambah dengan bunga modal dan pabrik juga layak didirikan jika TCS lebih besar dari TCI.

8.3.1. *Net Profit Over Total Life of the Project* (NPOTLP)

Net Profit Over Total Life of The Project merupakan total keuntungan yang didapatkan dalam bentuk uang tunai (termasuk angsuran untuk membayar bunga modal) selama umur pabrik dan ditambah *Capital Recovery*. Ini dapat ditentukan dengan persamaan berikut :

$$\text{NPOTLP} = \text{CCP} + \text{CR}$$

Keterangan :

CCP = *Cummulative Cash Position*

CR = *Capital Recovery*

a) *Cummulative Cash Position* (CCP)

Cummulative Cash Position (CCP) adalah total *Annual Cash Flow* (ACF) selama umur pabrik setelah dipotong *Total Capital Investment* (TCI). *Cummulative Cash Position* (CCP) menunjukkan total keuntungan yang dihasilkan dalam bentuk uang tunai. Harga CCP ini ditentukan dengan persamaan :

$$\text{CCP} = n \cdot \text{ACF} - \text{TCI}$$

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 57,147,072.07

TCI (*Total Capital Investment*) = US \$ 61,674,744.68

$$\text{CCP} = (11 \times \text{US } \$ 57,147,072.07) - \text{US } \$ 61,674,744.68$$

$$= \text{US } \$ 566,943,048.10$$

b) *Capital Recovery* (CR)

Capital Recovery (CR) merupakan sejumlah modal yang ada pada akhir umur pabrik. *Capital Recovery* terdiri dari modal kerja (*Working Capital*), *Salvage Value* (SV), dan tanah (*Land*). Harga CR ditentukan menggunakan persamaan :

$$\text{CR} = \text{WC} + \text{SV} + \text{L}$$

Keterangan :

Working Capital = US \$ 9,251,211.70

Salvage Value = US \$ 0.00

Land = US \$ 7988,326.54

CR = US \$ 9,251,211.70 + US \$ 0,00 + US \$ 7988,326.54
= US \$ 10,043,538.24

Dengan memasukan nilai CCP dan CR diatas, besarnya NPOTLP dapat dihitung sebagai berikut :

NPOTLP = CCP + CR

NPOTLP = US \$ 566,943,048.10 + US \$ 10,043,538.24
= US \$ 576,986,586.35

Dari perhitungan di atas, harga NPOTLP yang didapat sebesar US \$ 576,986,586.35. Nilai ini lebih besar dari TCI ditambah bunga modal, yaitu sebesar US \$ 79,687,423.77, sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

8.3.2. *Total Capital Sink* (TCS)

Total Capital Sink merupakan *Annual Cash Flow* setelah dipotong angsuran pengembalian modal dan bunga modal selama umur pabrik. *Total Capital Sink* menunjukkan keuntungan yang didapatkan dalam bentuk sejumlah uang tunai (tidak termasuk uang tunai yang digunakan untuk membayar seluruh angsuran pengembalian modal) selama umur pabrik yang dapat ditentukan dengan rumus:

$$TCS = n \cdot ACF - \Sigma \text{Angsuran}$$

Keterangan :

n (umur pabrik) = 11 tahun

ACF (*Annual Cash Flow*) = US \$ 57,147,072.07

Σ Angsuran = US \$ 79,687,423.77

$$\begin{aligned} TCS &= n \cdot ACF - \Sigma \text{Angsuran} \\ &= (11 \times \text{US } \$ 57,147,072.07) - \text{US } \$ 79,687,423.77 \\ &= \text{US } \$ 548,930,369.01 \end{aligned}$$

Dari perhitungan di atas, harga TCS yang didapat sebesar US \$ 548,930,369.01. Nilai ini lebih besar dari TCI, yaitu sebesar US \$ 61,674,744.68, sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

8.4. Laju Pengembalian Modal

Laju pengembalian modal dapat dinyatakan dengan beberapa cara diantaranya :

- a. *Rate of Return on Investment (ROR)*
- b. *Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment (DCF-ROR)*

8.4.1. *Rate of Return On Investment (ROR)*

Rate of Return on Investment (ROR) ditentukan menggunakan persamaan :

$$ROR = \frac{\text{Net Profit After Tax}}{TCI} \times 100 \%$$

$$ROR = \frac{\text{US\$ } 51,904,718,77}{\text{US\$ } 61,674,744.68} \times 100 \%$$

$$ROR = 84\%$$

Nilai *Rate of Return on Investment (ROR)* yang diperoleh sebesar 84% ini tergolong ROR pada *level of high risk*. Dengan kata lain, laju pengembalian modal berada pada posisi sangat baik, maka pabrik ini layak didirikan.

8.4.2. *Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment (DCF-ROR)*

Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment adalah laju pengembalian modal yang dihitung dari nilai bunga TCI sedemikian rupa sehingga *Total Present Value* dari *Annual Cash Flow (ACF)* selama umur pabrik serta *Working Capital & Salvage Value* pada akhir umur pabrik sama dengan *Total Capital Investment (TCI)*.

Persamaan yang digunakan untuk menentukan umur *Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment* tersebut adalah :

$$TCI = ACF \left[\frac{1}{(1+i)^1} + \frac{1}{(1+i)^2} + \dots + \frac{1}{(1+i)^n} \right] + \frac{WC + SV}{(1+i)^n}$$

...(Peters, hal 302)

Keterangan :

TCI (<i>Total Capital Investment</i>)	= US \$ 61,674,744.68
ACF (<i>Annual Cash Flow</i>)	= US \$ 57,147,072.07
WC (<i>Working Capital</i>)	= US \$ 9,251,211.70
SV (<i>Salvage Value</i>)	= US \$ 0.00
n (<i>Service Life</i>)	= 11 tahun
i (<i>Discounted Cash Flow Rate of Return</i>)	

$$\frac{1}{(1+i)^n} \text{ (Discount Factor)}$$

Dari hasil *trial and error*, didapatkan nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment* (i) sebesar 0,92. Jadi, *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCF-ROR), $i = 92\%$. Nilai *Discounted Cash Flow Rate of Return on Investment* ini lebih besar dari bunga bank yaitu 11,1%, maka pabrik ini layak didirikan.

8.5. Break Even Point (BEP)

Break Even Point adalah persentase kapasitas produksi yang seharusnya dicapai agar semua modal yang diinvestasikan lunas terbayar dengan tercapainya titik impas, atau dengan kata lain *Total Production Cost* (TPC) = *Selling Price* (SP). Pabrik dikatakan layak untuk didirikan apabila BEP tidak terlalu besar dan tidak terlalu kecil. Nilai BEP yang memenuhi syarat yaitu berkisar antara 20% hingga 40%. *Break Even Point* (BEP) dapat ditentukan dengan cara:

- 1) Menggunakan Rumus
- 2) Menggunakan Grafik

8.5.1. Menggunakan Rumus

Nilai BEP secara matematis dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini:

$$\text{BEP} = \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \cdot 100\%$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} \text{Fixed Cost} &= \text{Fixed Charge} + \text{Plant Overhead Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US \$ } 45,282,789.06 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Variable Cost} &= \text{Direct Production Cost} \\ &= \text{US \$ } 288,774,395.77 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Selling Price} &= \text{Total Income} \\ &= \text{US \$ } 417,613,648.27 \end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\text{Fixed Cost}}{\text{Selling Price} - \text{Variable Cost}} \cdot 100 \% \\ &= \frac{\text{US \$ } 45,282,789.06}{\text{US \$ } 417,613,648.27 - \text{US \$ } 288,774,395.77} \cdot 100 \% \\ &= 35,14\% \end{aligned}$$

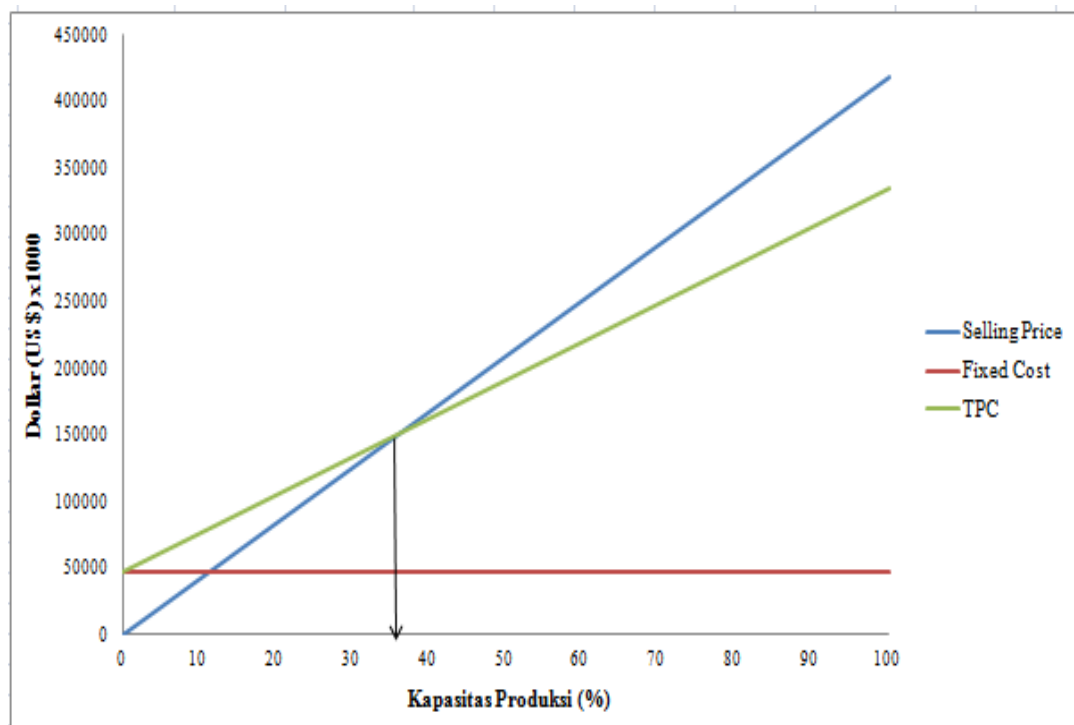
Jadi *Break Even Point* (BEP) yang didapatkan adalah 35,14%. Nilai BEP yang memenuhi syarat adalah dalam *range* 20%-40%, sehingga pabrik ini layak untuk didirikan.

8.5.2. Menggunakan Grafik

Langkah-langkah penentuan *Break Even Point* (BEP) secara grafis dapat ditentukan dengan cara sebagai berikut:

- 1) Dibuat garis sumbu Y vs X, dengan :
 Y = uang per tahun (US \$)
 X = % kapasitas produksi
- 2) Dibuat secara grafik yang terdiri dari nilai *Fixed Cost* (FC) dan *Variable Cost* (VC).
- 3) Dibuat grafik $\text{TPC} = \text{FC} + \text{VC}$.
- 4) Dibuat grafik *Selling Price* (SP).
- 5) Pada perpotongan antara garis *Selling Price* dan *Total Production Cost* didapatkan harga kapasitas produksinya, yang menunjukkan nilai *Break Even Point* (BEP)-nya.

Penentuan BEP dengan cara grafis ditunjukkan pada Gambar 8.1. Titik impas (BEP) tercapai jika pabrik beroperasi 35,14% dari kapasitas produksi.



Gambar 8.1. Grafik Break Even Point

8.6. Kesimpulan Analisa Ekonomi

Dari perhitungan analisa ekonomi yang telah diuraikan di atas, Kesimpulan dari perhitungan Analisa Ekonomi Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dapat dilihat pada Tabel 8.2. berikut ini:

Tabel 8.2. Kesimpulan Analisa Ekonomi

No.	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1.	<i>Pay Out Time (POT)</i>	1,2 tahun	< setengah umur pabrik (umur pabrik = 11 tahun)	Layak didirikan
2.	<i>Net Profit Over Total Life of the Project (NPOTLP)</i>	US \$ 576,986,586.35	> TCI + Total Bunga Modal (US \$ 79,687,423.77)	Layak didirikan
3.	<i>Total Capital Sink (TCS)</i>	US \$ 548,930,369.01	> <i>Total Capital Investment</i> (US \$ 61,674,744.68)	Layak didirikan
4.	<i>Rate Of Return on Investment (ROR)</i>	84%	> <i>level of risk</i> (48%)	Layak didirikan
5.	<i>Discounted Cash Flow Rate Of Return on Investment (DCF-ROR)</i>	92%	> bunga bank (11,1%)	Layak didirikan
6.	<i>Break Even Point (BEP)</i>	35,14%	20% < BEP < 40%	Layak didirikan

Berdasarkan perhitungan analisa ekonomi di atas, maka pabrik pembuatan Metil Merkaptan ini layak untuk didirikan.

BAB IX

KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dapat disimpulkan :

- 1) Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dengan kapasitas 36.000 ton/tahun dibuat untuk memenuhi kebutuhan Indonesia dan kawasan Asia Tenggara.
- 2) Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, pabrik Metil Merkaptan akan didirikan di Desa Pilang Sari, Jatibarang, Kabupaten Indramayu, Provinsi Jawa Barat.
- 3) Perusahaan berbentuk Perseroan Terbatas dengan struktur organisasi *Line and Staff* yang dipimpin oleh seorang Direktur dengan jumlah karyawan sebanyak 139 orang.
- 4) Berdasarkan hasil analisa ekonomi, pabrik Metil Merkaptan ini dinyatakan layak untuk didirikan, dengan rincian sebagai berikut:
 - a) *Total Capital Investment* = US \$ 61,674,744.68
 - b) *Selling Price per Year* = US \$ 417,613,648.27
 - c) *Total Production Cost* = US \$ 348,407,356.57
 - d) *Annual Cash Flow* = US \$ 57,147,072.07
 - e) *Pay Out time* = 1,2 tahun
 - f) *Rate of Return* = 84%
 - g) *Discounted Cash Flow* = 92%
 - h) *Break Even Point* = 35,14%
 - i) *Service Life* = 11 tahun

DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. 2018. *Caltex Marine and Industrial Diesel Fuel*. (Online) <http://www.caltex.com/my/business/commercial-and-industrial-products/marine-and-industrial-diesel-fuel.html>. (Diakses pada tanggal 15 Juli 2018).
- Anonim. 2018. *Chemical Engineering Cost Index (Averaged Over Year)*. (Online): <http://www.alibaba.com/>. (Diakses pada tanggal 15 Juli 2018).
- Anonim. 2018. *Engineering and Construction Showcase*. (Online): <http://www.alibaba.com/>. (Diakses pada tanggal 15 Juli 2018).
- Anonim. 2018. *Foreign Exchange Rates*. (Online): <http://www.bi.go.id/en/moneter/informasi-kurs/transaksi-bi/Default.aspx>. (Diakses pada tanggal 15 Juli 2018).
- Anonim. 2018. *Kurs Dollar*. (Online) <http://kursdollar.net/grafik/USD>. (Diakses pada tanggal 15 Juli 2018).
- Brouillette, D. 2018. *Boiler Efficiency*. (Online): <https://www.energy.gov/energy-saver/home-heating-systems/furnaces-and-boilers>. (Diakses pada tanggal 10 Juli 2018).
- Brownell, L.E. and Young, E.H. 1979. *Process Equipment Design*. Wiley Eastern Limited: New York.
- Craig, B. D. dan Anderson, D. B. 1995. *Handbook of Corrosion Data*. ASM International: Colorado.
- Dean, A. J. 1999. *Lange's Handbook of Chemistry*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Digilib Unila. 2011. *Lokasi dan Tata Letak Pabrik*. (Online). <http://digilib.unila.ac.id/5401/19/BAB%207.pdf>. (Diakses pada tanggal 01 Juli 2018).
- Distantina, S. 2010. *Bahan Ajar Absorpsi dan Stripping D3*. (Online): <http://distantina.staff.uns.ac.id>. (Diakses pada tanggal 11 Juli 2018).
- Felder, R. M. dan Rousseau R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Processes 3th Edition*. John Wiley & Sons, Inc: USA.

- Fogler, H. S. 1999. *Elements of Chemical Reaction Engineering, 3th Edition*. Prentice-Hall, Inc: USA.
- Haar, L., dan S. G. John. 1978. *Thermodynamic Properties of Ammonia*. Jurnal Phys. Chem. Ref. Data, Vol. 7, No. 3.
- Ismail, S. 1999. *Alat Industri Kimia*. Unsri: Palembang.
- Kaufmann, C. R. E. 2015. *Alternative Routes to Methyl Mercaptan From C1-Compounds*. Dissertation. Technischen Universitat Munchen.
- Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Leo. 2015. *Keuntungan Mendirikan PT untuk Bisnis Anda*. (Online): <http://easybiz.id/keuntungan-mendirikan-pt-untuk-bisnis-anda/>. (Diakses pada tanggal 25 Juni 2018).
- Levenspiel, O. 1999. *Chemical Reaction Engineering, 3rd Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Ludwig, E. E. 1999. *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Vol. 2, 3rd Edition*. Gulf Publishing Co: Houston.
- McCabe, W. L., 1995. *Unit Operations of Chemical Engineering*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Matches. 2018. *Matche's Process Equipment Cost Estimates*. (online). www.matche.com. (Diakses pada tanggal 16 Juli 2018).
- Perry, R. H. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook, 7th Edition*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Peters, M. S. dan K. D. Timmerhaus. 1991. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers, 4th Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Redjeki, S. 2013. *Bahan Ajar Materi Absorpsi Gas*. (Online): <http://elearning.upnjatim.ac.id>. (Diakses pada tanggal 11 Juli 2018).
- Samsudin, A. M. 2015. *Materi Perancangan Alat Proses*. (Online): <http://www.itb.ac.id>. (Diakses pada tanggal 11 Juli 2018).
- Sinnot, R. K. 2005. *Coulson & Richardson's Chemical Engineering, Volume 6, Fourth Edition: Chemical Engineering Design*. Elsevier Butterworth-Heinemann: Oxford.

- Smith, J. M., Ness, H. V. C, dan Abbott, M. M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, Sixth Edition*. Mc Graw-Hill Book Co: New York.
- Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operation*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Vilbrandt, F. C. 1959. *Chemical Engineering Plant Design*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Wahyono, B. 2012. *Faktor-Faktor yang Mempengaruhi Penentuan Lokasi Pabrik*. (Online).<http://www.pendidikanekonomi.com/2012/06/faktor-faktor-yang-mempengaruhi.html>. (Diakses pada tanggal 01 Juli 2018).
- Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann: New York.
- Welty, Wicks, Wilson, dan Rorrer. 2008. *Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer, 5th Edition*. John Wiley & Sons Inc: USA.
- Werner, V.S. 2014. *Refrigerants and Specialities*. Tega: Wuerzburg.
- Yamin. 2013. *Organisasi Perusahaan*. (Online). <http://digilib.unila.ac.id/5397/21/BAB%20VIII.pdf>. (Diakses pada tanggal 05 Juli 2018).
- Yasmin. 2013. *Sistem Manajemen dan Organisasi Perusahaan*. (Online). <http://digilib.unila.ac.id/5407/21/8.20BAB%20VIII.pdf>. (Diakses pada tanggal 05 Juli 2018).
- Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Book Co: New York.
- Yeh, A. C., dan Bai, H. 1999. *Comparison of Ammonia and Monoethanolamine Solvents to Reduce CO₂ Greenhouse Gas Emissions*. Taiwan: The Science of the Total Environment 228 (1999): 121-133.
- Zainudin. 2015. *Proses Industri Kolom Pemisah*. (Online): <https://www.prosesindustri.com/2015/01/kolom-stripper-pada-proses-pengolahan.html>. (Diakses pada tanggal 11 Juli 2018).
- Zhopio. 2013. *Macam-macam Bentuk Struktur Organisasi*. (Online). http://zhopio-chalicee.blogspot.co.id/2013/01/macam-macam-bentuk-struktur-organisasi_7366.html. (Diakses pada tanggal 05 Juli 2018).



US 20160326105A1

(19) **United States**

(12) **Patent Application Publication** (10) **Pub. No.: US 2016/0326105 A1**

FREMY et al. (43) **Pub. Date: Nov. 10, 2016**

(54) **CATALYST FOR THE SYNTHESIS OF METHYL MERCAPTAN AND PROCESS FOR PRODUCING METHYL MERCAPTAN FROM SYNTHESIS GAS AND HYDROGEN SULPHIDE**

Publication Classification

(71) Applicant: **ARKEMA FRANCE**, Colombes (FR)

(72) Inventors: **Georges FREMY**, Sauveterre De Beam (FR); **Patrice BARRE**, Lons (FR); **Karine SANCHOU**, Pau (FR); **Alexia CORDOVA**, Lille (FR); **Carole LAMONIER**, Armentieres (FR); **Pascal BLANCHARD**, Lens (FR)

(73) Assignee: **Arkema France**, Colombes (FR)

(21) Appl. No.: **14/781,171**

(22) PCT Filed: **Mar. 28, 2014**

(86) PCT No.: **PCT/EP2014/056343**

§ 371 (c)(1),

(2) Date: **Sep. 29, 2015**

(30) **Foreign Application Priority Data**

Mar. 29, 2013 (FR) 1352871

(51) **Int. Cl.**

C07C 319/02 (2006.01)
B01J 23/28 (2006.01)
B01J 27/18 (2006.01)
B01J 35/00 (2006.01)
C07C 319/06 (2006.01)
B01J 27/057 (2006.01)
B01J 23/755 (2006.01)
B01J 23/745 (2006.01)
B01J 37/02 (2006.01)
B01J 27/051 (2006.01)
B01J 35/10 (2006.01)

(52) **U.S. Cl.**

CPC *C07C 319/02* (2013.01); *B01J 27/051* (2013.01); *B01J 23/28* (2013.01); *B01J 27/1806* (2013.01); *B01J 35/0006* (2013.01); *B01J 35/1014* (2013.01); *B01J 27/0576* (2013.01); *B01J 23/755* (2013.01); *B01J 23/745* (2013.01); *B01J 37/0201* (2013.01); *C07C 319/06* (2013.01)

(57) **ABSTRACT**

The invention relates to a catalyst comprising an active component based on molybdenum and on potassium and a support based on hydroxyapatite, and also to a process for preparing said catalyst and a process for producing methyl mercaptan in a catalytic process by reaction of carbon monoxide, sulphur and/or hydrogen sulphide and hydrogen, comprising the use of said catalyst.

**CATALYST FOR THE SYNTHESIS OF
METHYL MERCAPTAN AND PROCESS FOR
PRODUCING METHYL MERCAPTAN FROM
SYNTHESIS GAS AND HYDROGEN
SULPHIDE**

[0001] The work that led to this invention received financing from the European Union as part of the 7th Framework Programme (FP7/2007-2013) under project number No. 241718 EUROBIOPREF.

[0002] The present invention relates to a specific molybdenum- and potassium-based catalyst that is useful for producing methyl mercaptan from synthesis gas and hydrogen sulfide, and to its preparation process.

[0003] The invention also relates to a process for producing methyl mercaptan that uses this catalyst.

[0004] The invention lastly relates to the use of hydroxyapatite as a support for a catalyst for producing methyl mercaptan.

[0005] Methyl mercaptan has great industrial interest, particularly as a raw material for synthesizing methionine, an essential amino acid that is in widespread use in animal food. Methyl mercaptan is also a raw material for many other molecules, in particular dimethylsulfide (DMS), a sulfidation additive for hydrotreating catalysts in petroleum fractions, among other applications.

[0006] Methyl mercaptan is commonly produced in large tonnages industrially from methanol and hydrogen sulfide. It may prove economically interesting to want to produce methyl mercaptan directly from carbon monoxide, hydrogen and hydrogen sulfide according to the following reaction scheme:



[0007] The main by-product from this synthesis is carbon dioxide. Carbonyl sulfide (COS) is considered to be the reaction intermediate, which leads to methyl mercaptan after hydrogenation according to the following reaction schemes:



[0008] The carbon dioxide comes from two side reactions:



and



[0009] These two side reactions, which consume the main raw material: carbon monoxide, and the reaction intermediate: carbonyl sulfide, are due to the inescapable presence of water, coproduced during methyl mercaptan synthesis. The carbon dioxide can optionally be recycled to produce methyl mercaptan as well according to the following scheme:



[0010] But this reaction is known to be slower than that from carbon monoxide. Therefore there is incentive to make carbon dioxide production as low as possible at the outlet of the methyl mercaptan reactor.

[0011] From document WO2005/040082 several catalysts are known for the synthesis of methyl mercaptan from synthesis gas and hydrogen sulfide.

[0012] In particular, this document discloses the use of a catalyst comprising a Mo—O—K based active component, an active promoter and optionally a support. The catalysts exemplified have different chemical natures, such as $\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{NiO}$ or $\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{CoO}/\text{Co}_2\text{O}_3/\text{SiO}_2$, each supported on silica. This leads to a CO_2/MeSH selectivity ratio of 0.88 at 333° C.

[0013] A family of catalysts composed of a porous support onto which a metal has been deposited electrolytically is also known from document US2010/0286448. K_2MoO_4 and another metal oxide as promoter were then impregnated onto this support. Example 15 of this document describes the preparation of $\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{NiO}/\text{CoSiO}_3$. The CO_2/MeSH selectivity ratio with this complex catalyst is 0.65.

[0014] Lastly, US document 2010/0094059 describes supported K_2MoO_4 based catalysts, where the porous support used alone or in mixtures is chosen from SiO_2 , Al_2O_3 , TiO_2 , $\text{Al}_2\text{O}_3/\text{SiO}_2$, ZrO_2 , zeolites or carbon-containing materials. Tellurium oxide (TeO_2) is used as promoter. The CO_2/MeSH selectivity ratios are comprised between 0.60 and 0.77 measured at 300° C.

[0015] From the teaching of these documents it has been observed that combining catalysts with specific structures, promoters and supports, each being carefully selected, means that interesting selectivity ratios can be achieved.

[0016] There is a current need for a catalyst that is simply synthesized and leads to very good selectivity. This technical problem has been resolved by a molybdenum- and potassium-based catalyst supported by hydroxyapatite.

[0017] It has been observed that the catalyst according to the invention is easier to prepare, given that the presence of a promoter is not indispensable. It is less costly than those disclosed in the previously cited documents. And lastly, it leads to very good CO_2/MeSH selectivities.

[0018] The invention also relates to the preparation process for this catalyst.

[0019] The invention also relates to a process for producing methyl mercaptan from synthesis gas and hydrogen sulfide using the catalyst according to the invention.

[0020] The invention also relates to the use of the catalyst as defined above for the synthesis of methyl mercaptan from synthesis gas and hydrogen sulfide.

[0021] Lastly the invention relates to the use of hydroxyapatite as support for preparing a catalyst for producing methyl mercaptan, and in particular in a catalytic process by reacting carbon oxide, sulfur and/or hydrogen sulfide and hydrogen.

[0022] Other characteristics, features, subjects and benefits of the present invention will emerge even more clearly on reading the description and the examples that follow.

[0023] Any range of values denoted by the expression "between a and b" represents the values ranging from more than a to less than b (i.e. limits a and b excluded), while any range of values denoted by the expression "from a to b" means the values ranging from a to b (i.e. including the limits a and b).

[0024] Catalyst

[0025] The present invention relates to a catalyst.

[0026] This catalyst comprises a molybdenum- and potassium-based active component and a hydroxyapatite-based support.

[0027] Active Component

[0028] The active component present in the catalyst according to the invention comprises molybdenum and potassium within a single component.

[0029] Preferably, the molybdenum- and potassium-based active component is chosen from compounds based on Mo—S—K, compounds based on Mo—O—K, and their mixtures.

[0030] The Mo—S—K based active component may be obtained by deposit and calcination of K_2MoS_4 or $(NH_4)_2MoS_4$ precursors with impregnated K_2CO_3 added separately to the support.

[0031] The Mo—O—K based active component may be obtained by deposit and calcination of K_2MoO_4 or $(NH_4)_2MoO_4$ precursors with impregnated K_2CO_3 added separately to the support.

[0032] It is also possible to use ammonium heptamolybdate $(NH_4)_6Mo_7O_{24} \cdot 4H_2O$ as reagent, in the presence of a potassium salt such as for instance potassium nitrate KNO_3 , potassium carbonate K_2CO_3 or potassium hydroxide KOH .

[0033] These compounds are precursors of Mo—S—K and Mo—O—K based active phases respectively. The active phases are obtained after *in situ* precursor pretreatment, with for example a procedure consisting in a first step of drying in nitrogen at 250° C., followed by sulfidation with hydrogen sulfide at the same temperature for 1 hour, then a step of reduction/sulfidation with H_2/H_2S at 350° C. for 1 hour.

[0034] Support

[0035] The catalyst support according to the invention is hydroxyapatite having formula $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$, advantageously a stoichiometric hydroxyapatite.

[0036] Preferably, hydroxyapatite that is useful according to the present invention has a Ca/P molar ratio ranging from 1.5 to 2.1, and more preferably 1.67, corresponding to the expected value for stoichiometric hydroxyapatite.

[0037] Preferably, the weight ratio of the catalyst according to the invention is:



[0038] The catalytic activity may be improved by using a support material having a specific area greater than 25 m²/g.

[0039] Preferably, the hydroxyapatite supports according to the invention have a specific area of at least 40 m²/g, more specifically the specific area ranges from 40 m²/g to 300 m²/g and a Ca/P molar ratio of 1.67.

[0040] The structure of the support may be three dimensional, spherical, cylindrical, ring-shaped, star-shaped, granulates or any other three dimensional shape, or in the form of a powder, which can be pressed, extruded, granulated or in a three dimensional shape.

[0041] Preferably, the catalyst particles have uniform particle size distribution with diameter from 0.1 mm to 20.0 mm measured by sieve analysis.

[0042] Promoter

[0043] Preferably, the catalyst according to the invention consists in a molybdenum- and potassium-based active component and a hydroxyapatite-based support.

[0044] However, it is possible to envisage the presence of a promoter known to the person skilled in the art, such as tellurium oxide, nickel oxide or iron oxide.

[0045] Catalyst Preparation Process

[0046] The invention also relates to the preparation process for the catalyst according to the invention. This process comprises the following successive steps:

[0047] preparing the precursor for the active phase

[0048] preparing the support, and

[0049] dry impregnating the support with the active phase precursor.

[0050] Preparing the Precursor for the Active Phase

[0051] 1/Mo—O—K

[0052] 1. The K_2MoO_4 salt is a commercial salt. To prepare the Mo—O—K based-catalyst, a fixed quantity of K_2MoO_4 is dissolved in a volume of water to obtain a solution with desired concentration, such as for example a concentration ranging from 0.5-1.0 g/ml.

[0053] 2. It is also possible to begin with separated molybdenum and potassium salts, i.e. that are not part of the same compound. For this synthesis, a molybdenum-based solution is prepared by adding ammonium heptamolybdate in water to obtain a MoO_4 concentration ranging from 22 to 33% by weight.

[0054] In parallel, a potassium-based solution is prepared by adding potassium nitrate in water to obtain a K_2O concentration ranging from 31 to 43% by weight.

[0055] 2/Mo—S—K

[0056] The K_2MoS_4 synthesis is generally done in two steps.

[0057] The first step involves preparing ammonium tetrathiomolybdate (ATTM); the second step is the synthesis of potassium tetrathiomolybdate (K_2MoS_4) from the salt prepared in the first step.

[0058] To prepare ATTM, hydrogen sulfide is left to bubble continuously in a 25% aqueous ammonia solution, in which ammonium heptamolybdate (HMA) has been dissolved. The solution temperature increases, indicating an exothermic reaction. The hydrogen sulfide bubbling is stopped when the temperature falls (generally after one hour).

[0059] The solution then contains red crystals with green reflections, which correspond to ammonium tetrathiomolybdate.

[0060] The second step consists in an ion exchange between ammonium ions in the ammonium tetrathiomolybdate salt obtained and potassium ions, which come from a potassium hydroxide solution. The salts obtained are then stored under vacuum. A quantity of potassium tetrathiomolybdate is dissolved in water.

[0061] The potassium salt useful in the catalyst according to the present invention may come from the following compounds: potassium acetate (KAc), potassium oxalate ($K_2C_2O_4$), potassium hydrosulfide (KSH), potassium carbonate (K_2CO_3), potassium nitrate (KNO_3), and potassium bicarbonate ($KHCO_3$).

[0062] Support Preparation

[0063] The catalyst support, constituted of hydroxyapatite, is prepared by a coprecipitation method. An aqueous solution of calcium nitrate $Ca(NO_3)_2$ was added dropwise to an ammonium hydrogenphosphate $(NH_4)H_2PO_4$ solution with stirring. The temperature is held at 100° C. and the pH is held at 10 with addition of an ammonia solution (25%).

[0064] The resulting white precipitate is filtered, washed, dried at 80° C. overnight and calcinated at 400° C. The hydroxyapatite $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$ was obtained with a Ca/P molar ratio of 1.67 corresponding to the expected value for a stoichiometric hydroxyapatite.

[0065] Dry impregnating the Support with the Active Phase Precursor

[0066] $1/\text{Mo}-\text{O}-\text{K}$

[0067] The dry impregnation method is used to prepare the catalyst. The K_2MoO_4 solution is impregnated in one step on the support. When the solutions containing potassium and molybdenum are distinct, the impregnation is done in 2 steps.

[0068] $2/\text{Mo}-\text{S}-\text{K}$

[0069] A potassium tetrathiomolybdate solution is then impregnated onto hydroxyapatite. The molybdate content in the catalyst depends on the K_2MoS_4 or K_2MoO_4 solubility and the support's porous volume.

[0070] The K_2MoS_4 solubility is between 0.25 g/mL and 0.50 g/mL (0.35 g/mL) and the K_2MoO_4 solubility is between 0.50 g/mL and 1.50 g/mL (0.90 g/mL). The support's porous volume is between 0.8 mL/g and 2.2 mL/g.

[0071] Consequently, the volume of solution used is calculated to obtain the desired weight ratio, and preferably the weight ratio as defined above.

[0072] After impregnation, the solid undergoes a maturation step for 2 hours, then oven drying at 80° C. for 24 hours, and calcination under gas flow (typically air) at 490° C. for 4 hours. If a second impregnation step is necessary, the solid undergoes the maturation, drying and calcination steps again.

[0073] Production Process for Methyl Mercaptan

[0074] The invention relates to a production process for methyl mercaptan in a catalytic process by reacting carbon oxide, sulfur and/or hydrogen sulfide and hydrogen, comprising the use of a catalyst as defined above.

[0075] The CO or $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$ molar ratios range from 1/1/0 to 1/8/8, or when sulfur is used to replace hydrogen sulfide, the molar ratios of CO or $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2/\text{S}$ reagents range from 1/1/0/1 to 1/8/8/8.

[0076] Preferably, the CO or $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2$ molar ratios range from 1/3/1 to 1/4/4, when sulfur is used to replace hydrogen sulfide, the molar ratios of CO or $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{S}/\text{H}_2/\text{S}$ reagents from 1/2/2/1 to 1/4/4/4.

[0077] These molar ratios take CO_2 into account. Therefore, they consider both reaction scheme (1) and reaction scheme (9).

[0078] Preferably, the reaction may occur in fixed tubular, multitubular, catalytic wall micro-channel or fluid bed reactors.

[0079] The invention also relates to the use of the catalyst as defined above for the production of methyl mercaptan from synthesis gas and hydrogen sulfide.

[0080] Lastly the invention relates to the use of hydroxyapatite as support for preparing a catalyst for producing methyl mercaptan, and in particular in a catalytic process by reacting carbon oxide, sulfur and/or hydrogen sulfide and hydrogen.

[0081] The present invention will now be described in the examples below, these examples being given only for illustration, and are of course not limiting.

EXAMPLES

Example 1

[0082] The catalyst according to the invention is prepared according to the dry impregnation method, as defined above.

[0083] The resulting catalyst has the following characteristics:

TABLE 1

Elemental analysis of the catalyst				
Catalyst (% by weight)	Chemical composition			
	Mo	K	S	N
$\text{K}_2\text{MoS}_4/\text{Hap}$	9.9	8.1	13.2	+0.10

Example 2

[0084] The catalyst used is K_2MoO_4 on hydroxyapatite

Example 3

[0085] The catalyst tested is K_2MoO_4 on SiO_2

Example 4

[0086] The catalyst tested is K_2MoS_4 on Al_2O_3

Example 5

[0087] The catalyst tested is K_2MoO_4 on Al_2O_3

Evaluating the Catalysts

[0088] The catalysts are evaluated in a reaction to produce methyl mercaptan in a fixed-bed reactor in the following conditions:

[0089] Temperature: 280° C.,

[0090] Pressure: 10 bars,

[0091] Composition of $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ =1/2/1 feed gas (v/v),

[0092] GHSV (Gas Hourly Space Velocity)=1333 h^{-1}

[0093] The reagents and products were analyzed in-line by gas chromatography.

[0094] Before the test, the catalysts were activated in situ with a first procedure consisting in a first step of drying in nitrogen at 250° C., followed by sulfidation with hydrogen sulfide at the same temperature for 1 hour, then a step of reduction/sulfidation with $\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ at 350° C. for 1 hour.

[0095] The results are in table 2 below.

TABLE 2

Results of catalytic tests					
Examples	Catalyst	Molar selectivities (%)			
		CH_3SH	COS	CO_2	$\text{CO}_2/\text{CH}_3\text{SH}$ ratio
1 (inv)	$\text{K}_2\text{MoS}_4/\text{Hap}$	44.1	23.3	32.6	0.74
2 (inv)	$\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{Hap}$	43.5	23.6	31.9	0.74
3 (comp)	$\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{SiO}_2$	48.8	5.3	45.3	0.09
4 (comp)	$\text{K}_2\text{MoS}_4/\text{Al}_2\text{O}_3$	45.0	3.3	48.8	1.04
5 (comp)	$\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{Al}_2\text{O}_3$	47.0	3.4	49.8	1.06

[0096] The results presented in table 2 show that the catalysts according to the invention (examples 1 and 2) give much lower CO_2 (undesired product) selectivities than catalysts on the supports in the prior art (silica: example 3 or alumina: examples 4 and 5).

[0097] The selectivities are compared using carbon monoxide isocconversion, where this conversion is expressed by m^3 of specific air in the catalyst.

[0098] By comparing the results obtained with catalysts 1 and 4, we observe a 30% improvement in ratio, and this improvement is linked to choosing hydroxyapatite as support.

[0099] The same observation is seen when comparing example 2 according to the invention and examples 3 and 5.

[0100] We observe increased methyl mercaptan selectivity compared to the carbon dioxide produced according to a side reaction.

[0101] It should be noted that this selectivity is obtained without aid from the promoter such as tellurium oxide, nickel oxide or iron oxide as described in the prior art.

1. A catalyst comprising a molybdenum- and potassium-based active component and a hydroxyapatite-based support.

2. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the catalyst support is hydroxyapatite having stoichiometric formula $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$.

3. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the molybdenum- and potassium-based active component is selected from the group consisting of compounds based on Mo—S—K, compounds based on Mo—O—K, and their mixtures.

4. The catalyst as claimed in claim 3, wherein the molybdenum- and potassium-based active component has been obtained from a precursor having structure K_2MoS_4 .

5. The catalyst as claimed in claim 4, wherein the weight ratio of K_2MoS_4 and $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ used to obtain the catalyst is



6. The catalyst as claimed in claim 3, wherein the molybdenum- and potassium-based active component has been obtained from a precursor having structure K_2MoO_4 .

7. The catalyst as claimed in claim 6, wherein the weight ratio of K_2MoO_4 and $\text{Ca}_{10}(\text{PO}_4)_6(\text{OH})_2$ used to obtain the catalyst is



8. A preparation process for the catalyst as defined in claim 1, comprising the following steps:

preparing a precursor for the molybdenum- and potassium-based active component;

preparing the hydroxyapatite-based support; and

dry impregnating the hydroxyapatite-based support with the precursor for the molybdenum- and potassium-based active component.

9. A process for producing methyl mercaptan in a catalytic process by reacting carbon oxide, sulfur and/or hydrogen sulfide and hydrogen, comprising using a catalyst as defined in claim 1.

10. A method for preparing a catalyst useful for producing methyl mercaptan, comprising using hydroxyapatite as a support for preparing the catalyst.

11. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the hydroxyapatite of the hydroxyapatite-based support has a Ca/P molar ratio ranging from 1.5 to 2.1.

12. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the hydroxyapatite of the hydroxyapatite-based support has a Ca/P molar ratio of 1.67.

13. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the hydroxyapatite-based support has a specific area greater than $25 \text{ m}^2/\text{g}$.

14. The catalyst as claimed in claim 1, wherein the hydroxyapatite-based support has a specific area greater than $40 \text{ m}^2/\text{g}$.

15. The catalyst as claimed in claim 1, additionally comprising a promoter.

16. The catalyst as claimed in claim 15, wherein the promoter is selected from the group consisting of tellurium oxide, nickel oxide and iron oxide.

* * * * *



US 20100041548A1

(19) **United States**(12) **Patent Application Publication** (10) **Pub. No.: US 2010/0041548 A1****YANG et al.** (43) **Pub. Date: Feb. 18, 2010**(54) **PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF METHYLMERCAPTAN**(22) Filed: **Jul. 24, 2009****Related U.S. Application Data**

(76) Inventors: **Yiquan YANG**, Xiamen (CN); **Qi Wang**, Xiamen (CN); **Renchun Lin**, Xiamen (CN); **Hongbin Zhang**, Xiamen (CN); **Youzhu Yuan**, Xiamen (CN); **Weiping Fang**, Xiamen (CN); **Quanxing Zheng**, Xiamen (CN); **Shenjun Dai**, Xiamen (CN); **Xingguo Yan**, Xiamen (CN); **Aiping Chen**, Xiamen (CN); **Jan-Olaf Barth**, Frankfurt am Main (DE); **Christoph Weckbecker**, Grundau-Liebles (DE); **Klaus Huthmacher**, Gelnhausen (DE); **Hubert Redlingshöfer**, Munchsteinach (DE); **Sabine Ackermann**, Hanau (DE)

(62) Division of application No. 10/595,333, filed on Jan. 26, 2007, now Pat. No. 7,569,731.

(30) **Foreign Application Priority Data**

Oct. 10, 2003	(CN)	200310100495.7
Oct. 10, 2003	(CN)	200310100496.1
Mar. 12, 2004	(CN)	200410008377.8

Publication Classification

(51) **Int. Cl.**
B01J 23/04 (2006.01)
B01J 27/24 (2006.01)
B01J 23/10 (2006.01)

(52) **U.S. Cl.** **502/200; 502/302; 502/317**

(57) **ABSTRACT**

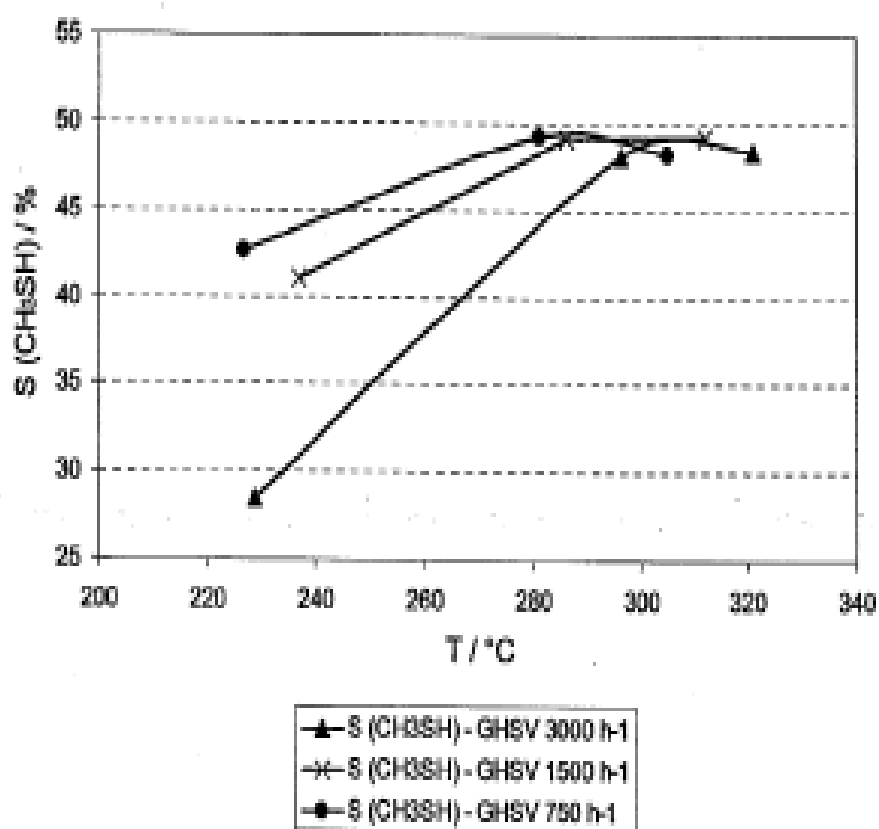
The present invention refers to a continuous process for the manufacture of methyl mercaptan using Mo—O—K-based catalysts. It is further described that the total selectivity of methylmercaptan can be increased by at least 1% by lowering the total gas hourly space velocity. The invention further refers to a process for the preparation of a solid, preformed catalyst system.

Correspondence Address:

SMITH, GAMBRELL & RUSSELL
1130 CONNECTICUT AVENUE, N.W., SUITE
1130
WASHINGTON, DC 20036 (US)

(21) Appl. No.: **12/509,120**

Figure 1



PROCESS FOR THE MANUFACTURE OF METHYLMERCAPTAN

[0001] The present invention refers to a continuous process for the manufacture of methyl mercaptan using Mo—O—K-based catalysts. The invention further refers to a process for the preparation of a solid, preformed catalyst system.

BACKGROUND OF THE INVENTION

[0002] Methylmercaptan is a well known intermediate for the production of organic compounds, such as sulfur containing amine acids, pesticides and dyes. Industrially, methylmercaptan, also known as methanethiol, is produced mainly for the synthesis of methionine, a widely used feed supplement for poultry.

[0003] Methylmercaptan is commercially produced by the heterogeneously catalyzed gas phase reaction of methanol and hydrogen sulfide. For example, EP-B-0832878 and DE-C-19654515 disclose a methanethiol preparation method based on the reaction of hydrogen sulfide (H₂S) with methyl alcohol (CH₃OH). EP-A-167,354 discloses a synthesis pathway based on the reaction of hydrogen sulfide with carbon monoxide (CO), wherein titanium dioxide (TiO₂) was employed as carrier and nickel oxide (NiO) or molybdenum oxide (MoO₃) as active component.

[0004] Chinese Patent Applications CN 1207957 and CN 1207958 disclose a series of catalysts useful for the methanethiol synthesis from high H₂S-containing synthesis gas, wherein the active component (Mo—S—K-based species) comes from the precursor of K₂MoS₄ or (NH₄)₂MoS₄ plus a potassium salt. In these Chinese patent applications, dimethylformamide [(CH₃)₂NCOH] and not water is chosen as solvent to dissolve the active component. The described process is hard to handle and expensive. Another disadvantage of the described catalyst process seems to be the space-time-yield of methanethiol (0.08-0.19 g·h⁻¹·m⁻³·cat) which is rather low for a commercial catalyst.

[0005] EP-A-104507 describes a continuous process for reacting carbon oxides, sulfur or hydrogen sulfide, and hydrogen at elevated pressure and temperature. The reaction is carried out over a preformed, single-phase, solid catalyst system comprising a porous alumina containing support, on which a mixture of a manganese sulfide and a iron, nickel, zinc, chromium, cobalt, molybdenum or alkali metal sulfide is deposited. The described process is a continuous, vapor-phase reaction in the presence of a specified sulfur-containing or sulfide catalyst system containing manganese to produce methylmercaptan with improved conversions and yields. It is stated that by using the described catalyst system, the methane formation is kept to a minimum, which should result in an improved economic process. Formation of inert by-products, such as methane, should be avoided because these inert materials are difficult to separate from the recycle gases. It would build up in the recycle gas streams and would have to be vented periodically.

[0006] Other by-products of the synthesis of methylmercaptan from carbon oxides, sulfur or hydrogen sulfide and hydrogen include carbonyl sulfide, dimethyl sulfide, carbon bisulfide and dimethyl sulfide. Especially carbonyl sulfide formation should be kept to a minimum since carbonyl sulfide is an intermediate in the formation of methylmercaptan. Low selectivities of carbonyl sulfide result in higher selectivities of methylmercaptan thus improving the overall yield of meth-

ylmercaptan and the whole economy of the process. Generally speaking, upon using carbon monoxide as carbon source, CO₂ is always formed as a product of the reaction in view of the water released in and carbon monoxide fed to the process. Carbon dioxide formation can be controlled by recycling the unreacted gases and by minimizing the concentration of water in the process.

[0007] U.S. Pat. No. 4,685,242 describes a process for the production of methylmercaptan by heating a gas comprising carbon monoxide and/or carbon dioxide, hydrogen sulfide and hydrogen in the presence of a catalyst based on a tungsten sulfide on an activated alumina substrate. In the process, unreacted gas is recycled to the feed gas stream, wherein the water which is formed during the reaction with the catalyst, is removed from the unreacted gas. The desiccation is carried out by passing the gas through a molecular sieve.

[0008] Although innumerable attempts have been started to improve the selectivity and yield of methylmercaptan preparation process, there is still a need for further improvements.

OBJECT OF THE INVENTION

[0009] It is an object of the present invention to provide a process for the manufacture of methylmercaptan with improved selectivity and yield.

SUMMARY OF THE INVENTION

[0010] The present invention is a continuous process for the manufacture of methylmercaptan by contacting an intimate mixture of carbon oxide, sulfur or hydrogen sulfide and hydrogen at elevated temperatures and pressures and a preformed, solid catalyst comprising an active component of Mo—O—K-based species, an active promoter and, optionally, a carrier and, optionally, recycling the unreacted gas to the feed gas stream in the process.

[0011] Surprisingly, it has been found, that in the present process, by decreasing the total gas hourly space velocity by 50%, preferably by 75%, the total selectivity of methylmercaptan is increased by at least 1%, depending on the reaction conditions chosen. It also has been found, that by using the present catalysts, the total selectivity of methylmercaptan is increased by at least 10% by increasing the reaction temperature from 220 up to 300° C.

[0012] Furthermore, with the above mentioned catalysts, the formation of the main by-products methane (CH₄), dimethylsulfide (DMS) and carbon bisulfide (CS₂) is kept to an absolute minimum (S<1%) under the reaction conditions of the process described in here. This effect presents a significant advantage for the technical realization of the process, since the formation of inert gases such as methane, which have to be vented periodically, is kept to an absolute minimum. Moreover, the separation and purification of the reaction product methylmercaptan (MC) is optimized, since only minor amounts of by-product such as carbon bisulfide, dimethylsulfide and methane are formed in the process.

[0013] Another objective of this invention is a process for preparing the solid, preformed catalyst system of the present invention.

BRIEF DESCRIPTION OF DRAWING

[0014] The invention will be further understood with reference to the accompanying drawing, which is a graph showing

selectivity for methylmercaptan formation as a function of the total gas hourly space velocity and reaction temperature.

DETAILED DESCRIPTION OF THE INVENTION

[0015] The present invention is a continuous process for the manufacture of methylmercaptan comprising contacting an intimate mixture of carbon oxides, such as carbon monoxide (CO) and/or carbon dioxide (CO₂), sulfur or hydrogen sulfide, and hydrogen at elevated temperature and pressure over a solid, preformed catalyst system comprising an active component and a carrier, and recycling the unreacted gaseous fraction to the feed gas stream in the process. The improvement of the present process consists of the fact that the gas to be recycled is separated from all by-products which are liquid at ambient temperature and pressure, and wherein the recycle gas is catalytically converted so as to only consist of carbon oxides, hydrogen and hydrogen sulfide. Furthermore, the reaction conditions of the process are adjusted to an optimum by increasing the reaction temperature and/or simultaneously decreasing the total gas hourly space velocity, thus resulting in an increased total selectivity of methylmercaptan formation. Finally, with the use of the catalysts described below, the formation of the by-products methane, dimethylsulfide and carbon disulfide is kept to an absolute minimum (<1%) under the relevant reaction conditions of the process.

[0016] The preformed, solid catalyst of the present invention comprises an active component of Mo—O—K-based species, an active promoter and a carrier. Said active component of Mo—O—K-based species is preferably a precursor of molybdenum oxides, such as, for example, potassium molybdate (K₂MoO₄) or ammonium heptamolybdate [(NH₄)₇Mo₇O₂₄] plus a potassium salt or MoO₃ plus a potassium salt. The potassium salt useful in the present invention is selected from the group consisting of potassium acetate (KAc), potassium oxalate (K₂C₂O₄), potassium hydroxide (KOH), potassium carbonate (K₂CO₃), potassium nitrate (KNO₃), and potassium bicarbonate (KHCO₃). The potassium salt is then brought into an aqueous solution and is impregnated or coated in calculated amounts onto the support material prior to or after the deposition of the remaining active components by impregnation or coating techniques known to those skilled in the art. Examples of useful amounts of potassium salt useful for the purposes of the present invention are 1 to 50 wt. % K₂O, preferably 10 to 30 wt. % K₂O of the total catalyst mass.

[0017] The active component of the present catalyst is impregnated or coated onto a carrier by various methods known to those skilled in the art, such as multi-step impregnation applied to the surface of the carrier or coating of the carrier with the active component. The active catalyst mass may also be pressed, extruded or pelletized to produce catalysts with various three-dimensional forms and dimensions.

[0018] Active promoters useful in the present invention are represented by the general Formula M_xO_y, wherein M is selected from the group consisting of transition metal oxides and rare-earth metal oxides. Particularly suitable promoters are oxides of the group consisting of iron (Fe), molybdenum (Mo), manganese (Mn), cobalt (Co), nickel (Ni), lanthanum (La) and cerium (Ce), and x and y are integers from 1 to 5. Carriers useful in the present invention are selected from the group consisting of silicon dioxide (SiO₂), aluminum oxide (Al₂O₃), mixed silicon aluminum oxides, titanium dioxide (TiO₂), zeolites, clays or activated carbon.

[0019] When the active component is expressed by the amount of K₂MoO₄, the weight ratio of K₂MoO₄/M_xO_y/carrier equals to (0.01–0.80)/(0.01–0.1)/1, preferably (0.10–0.60)/(0.01–0.06)/1. However, when the active component is expressed by the amount of MoO₃ and K₂O, the weight ratio of MoO₃/K₂O/M_xO_y/carrier equals to (0.10–0.50)/(0.10–0.30)/(0.01–0.10)/1, preferably (0.10–0.30)/(0.10–0.25)/(0.01–0.06)/1, respectively.

[0020] Advantageously, the support useful in the present invention is selected from the group consisting of silicon dioxide (silica, SiO₂). The catalytic activity of the catalyst can be improved by using support materials with surface area higher than 25 m²/g. Advantageously, silica supports with surface areas of at least 60 m²/g are used as catalyst carriers. For practical technical purposes the high surface silica carriers are extruded or pelletized before or after the impregnation process. Preferably, Degussa Aerolyst™ carriers or similar high-surface area silica sources are used as supports.

[0021] The format of the support is not critical to the performance of the catalyst of the present invention and can have the form of three dimensional spheres, cylinders, rings, stars, pellets or other three dimensional forms or be in powder form which can be pressed, extruded or pelletized into three dimensional shapes. Advantageously the catalyst particles have a uniform particle size distribution (standard mean deviation: 5%, characterized by particle diameters of 0.2 mm to 30.0 mm).

[0022] The present invention further relates to a process for preparing a solid, preformed catalyst system comprising the steps of

[0023] I) preparing an impregnation liquid of an aqueous solution of a salt of a transition metal or rare-earth metal and a precursor of K₂MoO₄ or (NH₄)₇Mo₇O₂₄ plus a potassium salt or MoO₃ plus a potassium salt; and

[0024] II) impregnating a suitable carrier with such impregnation liquid, followed by drying the intermediate produced, and calcining such intermediate to obtain the catalyst.

[0025] Alternatively, the present process for preparing a solid, preformed catalyst system can be carried out as a multi-step impregnation comprising the steps of

[0026] A) preparing an impregnation liquid of an aqueous solution of a salt of a transition metal or rare-earth metal;

[0027] B) impregnating a suitable carrier with such impregnation liquid, followed by drying the intermediate produced, optionally calcinating such intermediate;

[0028] C) preparing an aqueous steeping solution of a precursor of K₂MoO₄ or (NH₄)₇Mo₇O₂₄ plus a potassium salt or MoO₃ plus a potassium salt; and

[0029] D) steeping the intermediate produced in (B) with the aqueous steeping solution produced in (C) and then drying and calcinating the resultant catalyst.

[0030] An example for a preparation of a catalyst according to the present invention can be as follows:

[0031] 1. A given quantity of a salt, such as nitrate, acetate or similar, of a transition metal or rare-earth metal is dissolved in a given quantity of distilled water to make an aqueous solution, with which a given quantity of the carrier chosen is impregnated for 3 to 5 hours, followed by drying at 50–100° C. for 1–3 hours to produce an intermediate. Subsequently, the resulting solid material is calcined at 300–600° C. for 5–6 h.

[0032] 2. A given quantity of said precursor K₂MoO₄ or (NH₄)₇Mo₇O₂₄ plus a potassium salt or MoO₃ plus a potas-

sium salt is dissolved in a given quantity of distilled water, with which the intermediate prepared in step (1) is impregnated for 7-9 hours, followed by drying at 50-130° C. for 2-4 hours, and calcination at 400-500° C. for 2-4 hours.

[0033] The multi-step impregnation is employed when ammonium heptamolybdate $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}$ or potassium molybdate K_2MoO_4 plus a potassium salt is used as the precursor of said active component, i.e., a given quantity of potassium salt chosen is dissolved in a given quantity of distilled water to form an aqueous solution, with which the intermediate modified with metal oxide prepared in step (1) is impregnated for 1-3 hours, followed by drying at 50-130° C. for 2-4 hours to produce an intermediate modified with both metal oxide and potassium salt. The next step is to impregnate the intermediate modified with both metal oxide and potassium salt prepared in the preceding steps with a given quantity of the aqueous solution of ammonium heptamolybdate $(\text{NH}_4)_6\text{Mo}_7\text{O}_{24}$ or potassium molybdate K_2MoO_4 for 7-9 hours, followed by drying at 50-130° C. for 2-4 hours, and calcination at 400-500° C. for 2-4 hours.

[0034] Optionally, in order to enhance the formation of the catalytic active species, the impregnation liquid and/or the steeping solution can be treated with alkyl amides, such as dimethylformamide and dimethyl acetamide, or an organic acid containing at least one carbon atom and at least one acid function. Particularly useful in the catalyst preparation process are organic acids, such as formic acid, acetic acid, propionic acid, butyric acid, pentanoic acid, hexanoic acid, acrylic acid, propionic acid, vinylacetic acid, methacrylic acid, crotonic acid, 4-pentenoic acid, sorbic acid, oxalic acid, malonic acid, succinic acid, maleic acid, 3-hydroxybutyric acid, glutaric acid, adipic acid, citric acid, tartaric acid or ethylene diamine-tetraacetic acid with citric acid being especially preferred.

[0035] Certain terms used herein have the following meaning with regard to the disclosure:

[0036] The term "active catalyst mass" means a composition of a catalyst support (carrier) impregnated or coated with various mixed oxides representing the catalytically active species.

[0037] The terms "support" and "carrier" are used simultaneously with the same meaning. The terms denote porous materials which have various three dimensional forms and dimensions and which provide a high specific surface area.

[0038] The term "single-phase" solid catalyst means a catalytically active mass of intimately mixed components which are solid materials.

[0039] The term "promoter" means the alkali or transition metal oxide or hydroxide or alkali or transition metal sulfide or hydrosulfide or any other alkali or transition metal salt precursor prior to or after sulfiding.

[0040] The term "sulfide" as used herein means a material including simple sulfides and hydrosulfides and complex sulfides.

[0041] The term "sulfiding" or "sulfided" as used herein relates to the treatment of the active catalyst mass with hydrogen sulfide or vaporous or liquid elemental sulfur and hydrogen under elevated temperature for a time such that the active catalyst mass is at least partially converted to the sulfide. Conversion of the catalyst from the oxide, hydroxide or any other salt to the sulfide state will change the weight of the compound somewhat. Nevertheless, it will permit, prior to sulfiding, the use of the sulfide precursor within the same

weight range as described herein for the sulfide in order to provide a catalyst system as defined for this invention.

[0042] The term "carbon oxides" as used herein relates to carbon monoxide or carbon dioxide or combinations thereof.

[0043] The term "(gas hourly) space velocity" as used herein, refers to the total volume (usually in liters) of carbon oxides, hydrogen and hydrogen sulfide passing through a unit volume (usually 1 liter) of the catalyst system during one hour measured at a standard temperature and pressure.

[0044] The term "yield" denotes the number of moles of CO or CO_2 per initial 100 moles actually converted into methylmercaptan or any other specified by-product.

[0045] As used herein, the term "conversion" indicates the percentage of the moles of carbon monoxide that were converted to methylmercaptan or any other reaction product. The part percentage which gives rise to methylmercaptan alone is called selectivity.

Thru-Yield-Conversion-Selectivity

[0046] Carbon monoxide, hydrogen sulfide or elemental sulfur and hydrogen are the preferred starting materials for the process of the present invention. Carbon dioxide may be used to replace part or all of the carbon monoxide, but carbon monoxide is more reactive and provides higher conversions than carbon dioxide at high space velocities and lower pressures.

[0047] Mixtures of carbon monoxide and hydrogen in various stoichiometric ratios are also known as synthesis gas and are easily produced by various methods, such as partial oxidation of hydrocarbons, steam reforming of natural gas, naphtha and high vacuum residues from crude oil distillation or coal gasification. The well known process of steam reforming of natural gas (methane) can be exemplified according to the equation:



[0048] Hydrogen sulfide may be supplied to the process or it may be formed in situ in the process by reacting elemental sulfur in the molten or vapor state either before, during or after contacting them with the feed of reactants in the reactor. Elemental sulfur may be fed together with carbon oxides and hydrogen directly to the reactor, since under the temperature and pressure conditions of the present invention, sulfur will be in the molten state and will form H_2S immediately upon contact with hydrogen. The chemical reactions can be exemplified as:



[0049] It is believed that, over the catalysts described herein, the reaction proceeds via the hydrogenation of the intermediate carbonyl sulfide (COS) which is formed upon the reaction of carbon monoxide and hydrogen sulfide:



[0050] For the process described herein, it has been found, that, by using the present catalysts, the yield of the intermediate carbonyl sulfide can be minimized by decreasing the total gas hourly space velocity and/or by increasing the reac-

tion temperature, thus resulting in increased yields of methylmercaptan. Furthermore, by using the catalysts described herein, it has been found that the formation of methanol and dimethylether as reaction products of carbon oxides with hydrogen does not occur within the temperature and pressure range described herein. Consequently, using carbon monoxide as carbon source, only carbon dioxide, methane, carbonyl sulfide, carbon bisulfide, and dimethylsulfide are the only potential reaction by-products.

[0051] The feed rate of the reactants through the catalyst bed of the reactor is reported herein as total gas hourly space velocity. The process of the present invention can be operated at space velocities in the range of 1 to 10000 h⁻¹, preferably of from 100 to 5000 h⁻¹, preferably of from 300 to 5000 h⁻¹, and more preferably from 750 to 3000 h⁻¹. The optimum space velocity employed will vary between 100 and 5000 h⁻¹ depending upon the other conditions of the process, such as temperature, pressure and molar ratio of the reactants. It has been found, that the lower the space velocity the higher the selectivity for methylmercaptan and the lower the formation of undesired by-products, such as carbonyl sulfide.

[0052] The molar ratio of reactants in the feed mixture, i.e., carbon oxide, hydrogen sulfide or elemental sulfur and hydrogen should be chosen so as to result in an excess of hydrogen sulfide. Preferably, the molar ratios of CO_{1.2}/H₂S/H₂ ranges between 1/1/0 and 1/10/10, preferably between 1/2/1 and 1/4/4. When utilizing elemental sulfur to replace H₂S in the feed, the molar ratio of the reactants CO_{1.2}/S/H₂/H₂ will preferably range between 1/1/1/1 and 1/10/10/10, more preferably between 1/2/2/1 and 1/4/4/4. As shown in the equation below, the presence of hydrogen is not a prerequisite for the formation of methylmercaptan. With the process and catalysts of the present invention, methylmercaptan can be readily formed by using H₂S as sulfur source in the absence of hydrogen.



[0053] It is advantageous to carry out the present process using a series of fixed catalyst beds or a reactor comprising one or multiple (n=1-10) reaction zones for the chemical reaction, in which one or more of the reacting gases can be fed between the reaction zones. The catalyst may be arranged in fixed beds with intermediate gas injection or multitubular reactors for a better temperature control.

[0054] According to a preferred embodiment of the process of this invention, the reactants carbon oxide, sulfur, hydrogen sulfide and hydrogen are mixed in the desired molar ratio before being fed to the reactor. The reactants may be introduced separately at different zones/catalysts beds which are sequentially arranged in the reactor to increase the overall yield of methylmercaptan. Preferably hydrogen and/or hydrogen sulfide are introduced between the catalyst beds, thus increasing the overall yield of methylmercaptan.

[0055] The reactants are advantageously preheated to at least 120° C. prior to entering the reactor. The preferred preheating temperature ranges from 150 to 350° C. Using elemental sulfur as sulfur source, the reacting gases may be either fed through liquid sulfur at temperatures preferably between 150 and 450° C. or they may be mixed with gaseous sulfur prior to entering the reactor.

[0056] The temperature in the reactor is generally controlled by the temperature of the catalyst bed which ranges from at least 200° C. to up to 500° C., preferably between at least 250° C. and 500° C., preferably between 250 and 400°

C., more preferably between 220 and 320° C. When sulfur is used as reactant in the process, the temperature and pressure in the reactor should be at least sufficient to maintain sulfur in the liquid state. Although the reaction is exothermic, further heat is supplied externally.

[0057] It has been found that, in the present process, the formation of the by-product carbonyl sulfide can be minimized by gradually increasing the reaction temperature. This effect is interesting since usually the formation of by-products is supported by increasing the reaction temperature. The pressure in the reactor is generally above 2 bar, preferably ≥ 4 . To increase the yield of methylmercaptan the pressure is preferably within the range of 4-60 bar, more preferably in the range of 5-40 bar.

[0058] Prior to starting the reaction, the catalysts are pre-conditioned in a flow of hydrogen or carbon monoxide or carbon monoxide and hydrogen at temperatures between 20 and 500° C., preferably between 200 and 400° C., and pressures between 1 and 10 bar. Subsequently, the catalysts are exposed to a flow of hydrogen sulfide or hydrogen and elemental sulfur under reaction conditions. The total time for the preconditioning process may range from 6 hours (h) to 48 hours, preferably of from 10 to 24 h.

[0059] An improvement in methylmercaptan yield and higher selectivities of this product is achieved when the catalyst is preconditioned in a stream of hydrogen or carbon monoxide and hydrogen or carbon monoxide prior to sulfurization of the catalyst by exposing the catalyst to hydrogen sulfide or a stream of hydrogen and sulfur which precedes the catalytic reaction.

[0060] The process is further characterized by recycling the unconsumed reactants to the feed gas stream in the process after a first pass through the reactor. Preferably, all reaction products liquid at 0-5° C. and at ambient pressure should be separated from the gaseous products. This may be achieved by quenching the gases leaving the reaction zone and separating all liquids such as methylmercaptan, dimethyl sulfide, water and carbon bisulfide. An essential characteristic of this process is that the gas being recycled is completely water free to avoid an accumulation of water in the process, which would have a negative impact on the yield of methylmercaptan and the process selectivity.

[0061] The present invention is explained in more detail in the following with the aid of embodiment examples.

Example 1

Preparation of the Catalysts A Through E

Catalyst A

[0062] An aqueous solution of 62.0 g of K₂MoO₄ dissolved in 130 ml of distilled water is prepared, to which 24.9 g of cobalt nitrate and 60 ml of ammonium hydroxide are added successively under continuous agitation. After complete dissolution of the cobalt nitrate, 40 g of citric acid are added under stirring to generate the impregnation liquid. 150 g of SiO₂ are brought into contact for 24 h with the impregnation liquid prepared above. Thereafter, the wet catalyst is filtered and dried at room temperature and then dried in an oven at 80° C. for 2 h, followed by calcination at 500° C.

Catalyst B

[0063] 1. An aqueous solution of 8.4 g of ferric nitrate and 15.0 g of nickel nitrate dissolved in 120 ml of distilled

water is prepared, to which 10 g of citric acid are then added, under continuous agitation for 30 min to generate the impregnation liquid. Subsequently, 100 g of SiO_2 are soaked in the impregnation liquid prepared above for 24 h, followed by filtration, drying of the wet catalyst cake at room temperature, followed by drying at 80°C . in an oven for 2 h, and calcination at 500°C . An Fe_2O_3 -NiO-supported carrier was obtained.

[0064] 2. An Aqueous Solution of 41.4 g of Potassium Molybdate dissolved in 110 ml of distilled water is prepared, to which 10 ml of ammonium hydroxide are added under stirring, followed by adding 10 g of citric acid to adjust the pH of the solution. The stirring is maintained until the citric acid is completely dissolved to produce a steeping solution. Finally, the Fe_2O_3 -NiO-supported carrier prepared above is impregnated in the steeping solution for 24 h, followed by filtration, drying at room temperature, and by drying at 80°C . in an oven for 2 h, followed by calcination at 500°C .

Catalyst C

[0065] An aqueous solution 33.0 g of potassium carbonate and 46 g of ammonium molybdate dissolved in 130 ml of distilled water is prepared, to which 10 ml of ammonium hydroxide are added under stirring, followed by adding, under stirring, 24.9 g of cobalt nitrate and 35 ml of ammonium hydroxide to the aqueous solution prepared above. After dissolution of all added ingredients, 30 g of citric acid are added to adjust the pH of the solution, while maintaining stirring for 30 min to produce an impregnation liquid with pH 7.3. Finally, 150 g of SiO_2 (20-30 mesh) are impregnated in the impregnation liquid for 24 h, then filtered, dried at room temperature, followed by drying at 80°C . in an oven for 2 h, and calcination at 500°C .

Catalyst D

[0066] 1. 7.3 ml of an aqueous solution of cerium nitrate (concentration of 0.1032 g/ml) is mixed with 170 ml of distilled water to lower the concentration of cerium nitrate. 150 g of SiO_2 (20-30 mesh) is impregnated for 24 h into the impregnation liquid prepared above, then filtered, dried at room temperature, followed by drying in an oven at 80°C . for 2 h, and calcination at 500°C . An CeO_2 -supported carrier was obtained.

[0067] 2. An aqueous solution of 62.0 g of potassium molybdate dissolved in 130 ml of distilled water is prepared, to which 10 ml of ammonium hydroxide are added under stirring. After dissolution of all ingredients, 24.9 g of cobalt nitrate, 30 ml of ammonium hydroxide and 40 g of citric acid are added to the aqueous solution prepared above to adjust the pH of the aqueous solution, while maintaining the agitation for 30 min to produce a steeping solution with pH 8.6. Finally, the CeO_2 -supported carrier prepared above is impregnated in the steeping solution for 24 h, then filtered, dried at room temperature, followed by drying in an oven at 80°C . for 2 h, and calcination at 500°C .

Catalyst E

[0068] 1. Under stirring, 22.9 g of nickel nitrate, together with 15 ml of ammonium hydroxide and 10 g of citric acid are dissolved in 163 ml of distilled water, while maintaining the agitation for 30 min to produce an impregnation

liquid with pH 7.1, in which 150 g of SiO_2 (20-30 mesh) are impregnated for 24 h, then filtered, dried at room temperature, followed by drying in an oven at 80°C . for 2 h, and calcination at 500°C . to generate a NiO-supported carrier.

[0069] 2. 62.0 g of potassium molybdate are dissolved in 160 ml of distilled water to form an aqueous solution, to which 15 ml of ammonium hydroxide, together with 15 g of citric acid are added under stirring, keeping agitating for 30 min to generate a steeping solution with pH 8.1. Finally, the NiO-supported carrier prepared above is impregnated in the steeping solution for 24 h, then filtered, dried at room temperature, followed by drying in an oven at 80°C . for 2 h, and calcination at 500°C .

Example 2

[0070] The catalysts A-E described in Example 1 were tested under the following reaction conditions: the total gas hourly space velocity was 3000 h^{-1} , the reactant molar ratio for $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ was 1/2/1, respectively and the catalyst bed temperature was 300°C . (maximum) and the absolute pressure was 7 bar. The catalytic activity was evaluated for a single-pass of the reactor. Determination of conversions and yields were made as described above.

TABLE 1

Catalyst	Conversion (CO)%	Yield (MC)%	Yield (MC)/ $\text{hac}_{\text{flow}}^{-1}\text{h}^{-1}$
Catalyst A	28	10	0.20
Catalyst B	28	11	0.24
Catalyst C	30	12	0.25
Catalyst D	27	12	0.24
Catalyst E	24	10	0.25

CO = carbon monoxide
MC = methylnonane

Example 3

[0071] Table 2 shows a comparison of the catalytic activity of a catalyst consisting of CO_2O_3 - K_2MoO_4 impregnated on a SiO_2 carrier as compared to a reference catalyst of pure K_2MoO_4 supported on the same carrier material. The materials were tested under the following reaction conditions: the total gas hourly space velocity was 3000 h^{-1} , the reactant molar ratio for $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ was 2/7/1, respectively, the catalyst bed temperature was 350°C . and the absolute pressure was 10 bar. The catalytic activity was evaluated for a single-pass of the reactor. Determination of conversions and yields were made as described above.

TABLE 2

Catalyst	Conversion (CO)%	Yield (MC)%	Selectivity (MC)%	Yield (MC)/ $\text{hac}_{\text{flow}}^{-1}\text{h}^{-1}$
$\text{CO}_2\text{O}_3/\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{SiO}_2$	8	3	38	0.07
$\text{K}_2\text{MoO}_4/\text{SiO}_2$ (reference material)	2	0.5	25	0.01

Example 4

[[0072] The above mentioned catalysts A-E were tested under the following reaction conditions: the total gas hourly space velocity was 3000 h^{-1} , the reactant molar ratio for $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ was 1/1/2. Another test was performed in the absence of hydrogen ($\text{CO}/\text{H}_2\text{S}=1/3$), respectively. For both cases, the catalyst bed temperature was 320°C . (maximum) and the absolute pressure was 7 bar. The catalytic activity was evaluated for a single-pass of the reactor. Determination of conversions and yields were made as described above. Example 4 clearly demonstrates the high space time yields of methylmercaptan produced in the present process.

TABLE 3

Catalyst	$\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}=1/1/2$			$\text{CO}/\text{H}_2\text{S}=1/3$		
	Conversion (CO)%	Yield (MC)%	Yield (MC)/ h^{-1}	Conversion (CO)%	Yield (MC)%	Yield (MC)/ h^{-1}
Catalyst A	71	32	0.59	93	24	0.47
Catalyst B	71	32	0.68	93	26	0.54
Catalyst C	72	33	0.68	91	24	0.48
Catalyst D	70	32	0.66	94	25	0.51
Catalyst E	72	32	0.77	92	25	0.60

Example 5

[[0073] Catalyst B was tested under the following reaction conditions: the total gas hourly space velocity was 750 h^{-1} , 1500 h^{-1} , or 3000 h^{-1} , the reactant molar ratio for $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ was 1/1/2, the catalyst bed temperature was varied between 220°C . (minimum) and 320°C . (maximum) and the absolute pressure was 7 bar. The catalytic activity was evaluated for a single-pass of the reactor. FIG. 1 shows the selectivity for methylmercaptan formation as a function of the total gas hourly space velocity and the reaction temperature.

[[0074] Table 4 demonstrates that the formation of the by-products methane, dimethylsulfide and carbon bisulfide is kept to an absolute minimum ($S<1\%$) under the three reaction conditions of the process.

TABLE 4

GHSV/ h^{-1}	S					
	S (MC)/%	S (CO_2)/%	S (COS)/%	S (CH_4)/%	S (DMS)/%	S (CS_2)/%
750	43	40	37	0	<1	<1
1500	41	39	29	<1	<1	<1
3000	28	31	39	0	0	<1

GHSV = gas hourly space velocity
S = selectivity

Example 6

[[0075] Catalyst D was tested under the following reaction conditions: the total gas hourly space velocity was 3000 h^{-1} ,

the reactant molar ratio for $\text{CO}/\text{H}_2/\text{H}_2\text{S}$ was 1/1/2, the catalyst bed temperature was varied between 220°C . (minimum) and 320°C . (maximum) and the absolute pressure was 7 bar. Table 5 shows the selectivity for methylmercaptan, carbonyl sulfide, carbon dioxide, methane, dimethylsulfide and carbon bisulfide formation as a function of the temperature of the catalyst bed. It should be noted, that the formation of methane, dimethylsulfide and carbonyl bisulfide is kept to an absolute minimum ($S<1\%$) under the various reaction conditions. The catalytic activity was evaluated for a single-pass of the reactor.

TABLE 5

Temp. $^\circ \text{C}$.	S					
	S (MC)/%	S (CO_2)/%	S (COS)/%	S (CH_4)/%	S (DMS)/%	S (CS_2)/%
208	39	31	40	0	0	0
311	48	43	8	<1	<1	<1
323	49	43	6	1	<1	<1

S = selectivity
MC = methylmercaptan
 CO_2 = carbon dioxide
COS = Carbonyl sulfide
 CH_4 = methane
DMS = dimethylsulfide
 CS_2 = carbon bisulfide

What is claimed is:

1. A process for preparing a solid, performed catalyst system comprising the steps of
 - I) preparing an impregnation liquid of an aqueous solution of a salt of a transition metal or rare-earth metal and a precursor of K_2MoO_4 or $(\text{NH}_4)_2\text{Mo}_2\text{O}_7$ plus a potassium salt or MoO_3 plus a potassium salt; and
 - II) impregnating a suitable carrier with such impregnation liquid, followed by drying the intermediate produced, and calcining such intermediate to obtain the catalyst.
2. A process for preparing a solid, performed catalyst system comprising the steps of
 - A) preparing an impregnation liquid of an aqueous solution of a salt of a transition metal or rare-earth metal;
 - B) impregnating a suitable carrier with such impregnation liquid, followed by drying the intermediate produced, optionally calcining such intermediate;

C) preparing an aqueous steeping solution of a precursor of K_2MoO_4 or $(NH_4)_2Mo_2O_7$, plus a potassium salt or MoO_3 , plus a potassium salt; and

D) steeping the intermediate produced in (B) with the aqueous steeping solution produced in (C) and then drying and calcinating the resultant catalyst.

3. Process according to claim 1, wherein the impregnation liquid and/or the steeping solution is treated with alkyl amides, or an organic acid containing at least one carbon atom and at least one acid function.

4. Process according to claim 3, wherein the alkyl amide is dimethylformamide or dimethyl acetamide, and the organic acid is formic acid, acetic acid, propionic acid, butyric acid, pentanoic acid, hexanoic acid, acrylic acid, propionic acid, vinylacetic acid, methacrylic acid, crotonic acid, 4-pentenoic acid, sorbonic acid, oxalic acid, malonic acid, succinic acid, maleic acid, 3-hydroxybutyric acid, glutaric acid, adipic acid, citric acid, tartaric acid or ethylene diamine-tetracetic acid.

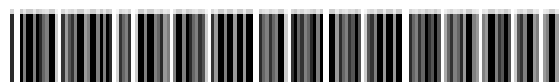
5. Process according to claim 3, wherein the organic acid is citric acid.

6. Process according to claim 2, wherein the impregnation liquid and/or the steeping solution is treated with alkyl amides, or an organic acid containing at least one carbon atom and at least one acid function.

7. Process according to claim 2, wherein the alkyl amide is dimethylformamide or dimethyl acetamide, and the organic acid is formic acid, acetic acid, propionic acid, butyric acid, pentanoic acid, hexanoic acid, acrylic acid, propionic acid, vinylacetic acid, methacrylic acid, crotonic acid, 4-pentenoic acid, sorbonic acid, oxalic acid, malonic acid, succinic acid, maleic acid, 3-hydroxybutyric acid, glutaric acid, adipic acid, citric acid, tartaric acid or ethylene diamine-tetracetic acid.

8. Process according to claim 4, wherein the organic acid is citric acid.

* * * * *



US007365233B2

(12) **United States Patent**
Stauffer

(10) **Patent No.:** **US 7,365,233 B2**

(45) **Date of Patent:** **Apr. 29, 2008**

(54) **METHYL MERCAPTAN PROCESS**

(76) **Inventor:** **John E. Stauffer, 6 Peckeland Rd.,
Greenwich, CT (US) 06830**

(*) **Notice:** **Subject to any disclaimer, the term of this
patent is extended or adjusted under 35
U.S.C. 154(b) by 66 days.**

(21) **Appl. No.:** **11/443,983**

(22) **Filed:** **May 31, 2006**

(65) **Prior Publication Data**

US 2007/0282131 A1 Dec. 6, 2007

(51) **Int. Cl.**
C07C 1/00 (2006.01)

(52) **U.S. Cl.** **568/70**

(58) **Field of Classification Search** **568/70**
See application file for complete search history.

(56) **References Cited**

U.S. PATENT DOCUMENTS

4,410,731 A * 10/1983 Buchholz 568/70

4,449,028 A * 5/1984 Haines 568/70

4,544,649 A * 10/1985 Wachs et al. 502/330

4,570,028 A * 2/1986 Ratcliffe et al. 568/70

4,665,242 A * 5/1987 Boulanger et al. 568/70

OTHER PUBLICATIONS

Conant, J.B. and A. H. Blatt, "The Chemistry of Organic Com-
pounds," 3rd ed., The MacMillan Co., New York, 1947, pp. 342-
343.

Kirk-Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology," 4th Ed.,
Wiley & Sons, vol. 16, pp. 539-541; vol. 19, p. 368; vol. 24, p. 23.

* cited by examiner

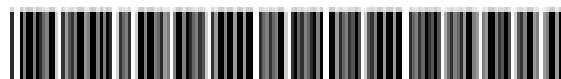
Primary Examiner—J. Parsa

(74) *Attorney, Agent, or Firm*—Young Basile

(57) **ABSTRACT**

A process is provide for the production of methyl mercaptan
from synthesis gas and hydrogen sulfide. The process com-
prises the reaction of carbon monoxide with hydrogen and
hydrogen sulfide to produce methyl mercaptan and carbon
dioxide. The reaction is carried out in the gas phase over a
solid catalyst.

3 Claims, 2 Drawing Sheets



US007365233B2

(12) **United States Patent**
Stauffer

(10) **Patent No.:** **US 7,365,233 B2**

(45) **Date of Patent:** **Apr. 29, 2008**

(34) **METHYL MERCAPTAN PROCESS**

(76) **Inventor:** **John E. Stauffer, 6 Peckoland Rd.,
Greenwich, CT (US) 06830**

(*) **Notice:** **Subject to any disclaimer, the term of this
patent is extended or adjusted under 35
U.S.C. 154(b) by 66 days.**

(21) **Appl. No.:** **11/443,983**

(22) **Filed:** **May 31, 2006**

(65) **Prior Publication Data**

US 20070282131 A1 Dec. 6, 2007

(51) **Int. Cl.**
C07C 219/09 (2006.01)

(52) **U.S. Cl.** **568/70**

(58) **Field of Classification Search** **568/70**
See application file for complete search history.

(56) **References Cited**

U.S. PATENT DOCUMENTS

4,410,731 A * 10/1983 Buchholz 568/70

4,449,028 A * 5/1984 Haines 568/70

4,544,649 A * 10/1985 Wachs et al. 502/330

4,570,039 A * 2/1986 Baichle et al. 568/70

4,665,342 A * 5/1987 Boulanger et al. 568/70

OTHER PUBLICATIONS

Cornat, J.B. and A. H. Blatt, "The Chemistry of Organic Com-
pounds," 3rd ed., The MacMillan Co., New York, 1947, pp. 342-
343.

Kirk-Othmer, "Encyclopedia of Chemical Technology," 4th Ed.,
Wiley & Sons, vol. 16, pp. 539-541; vol. 19, p. 368; vol. 24, p. 23.

* cited by examiner

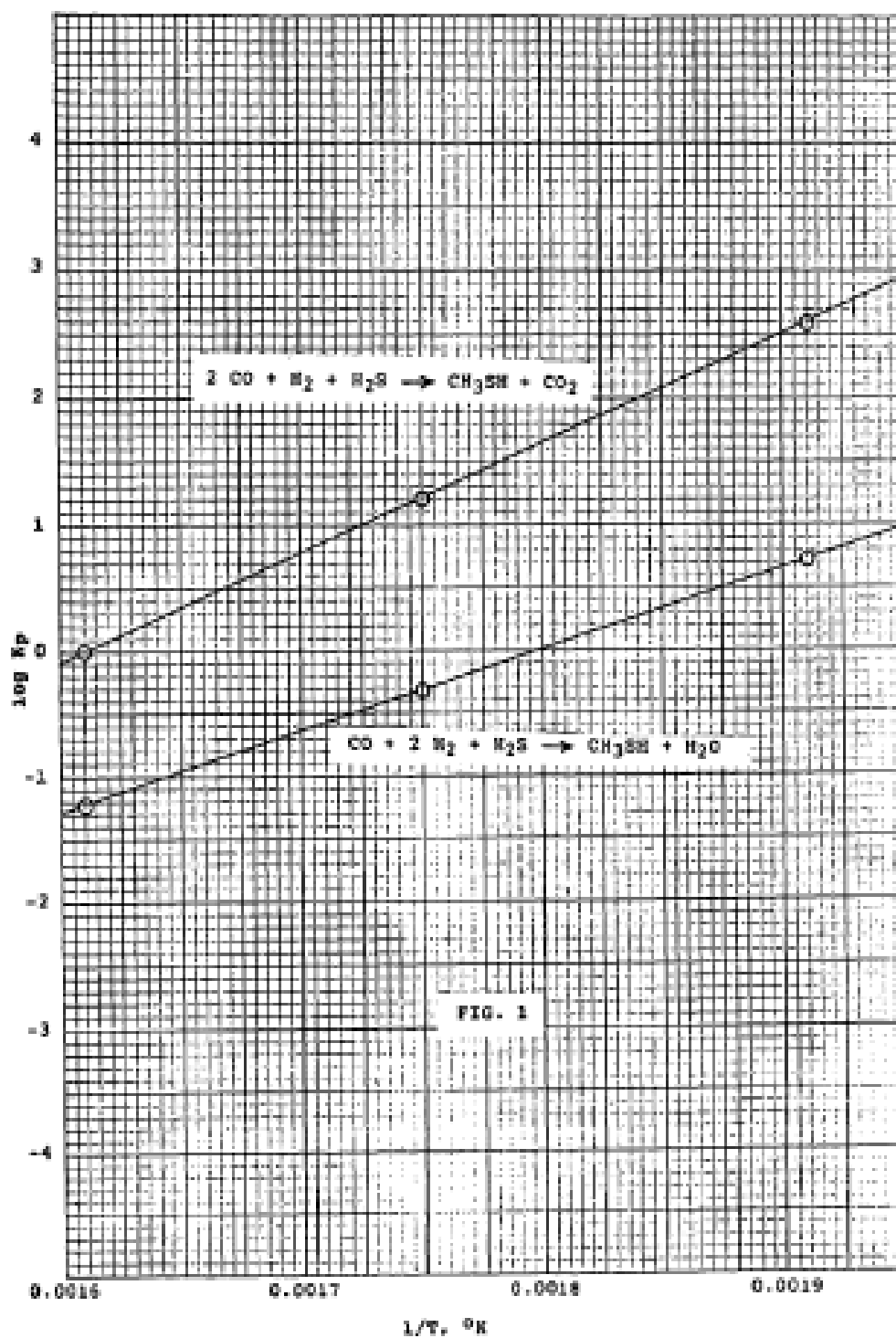
Primary Examiner—J. Parsa

(74) *Attorney, Agent, or Firm*—Young Basile

(57) **ABSTRACT**

A process is provide for the production of methyl mercaptan
from synthesis gas and hydrogen sulfide. The process com-
prises the reaction of carbon monoxide with hydrogen and
hydrogen sulfide to produce methyl mercaptan and carbon
dioxide. The reaction is carried out in the gas phase over a
solid catalyst.

3 Claims, 2 Drawing Sheets



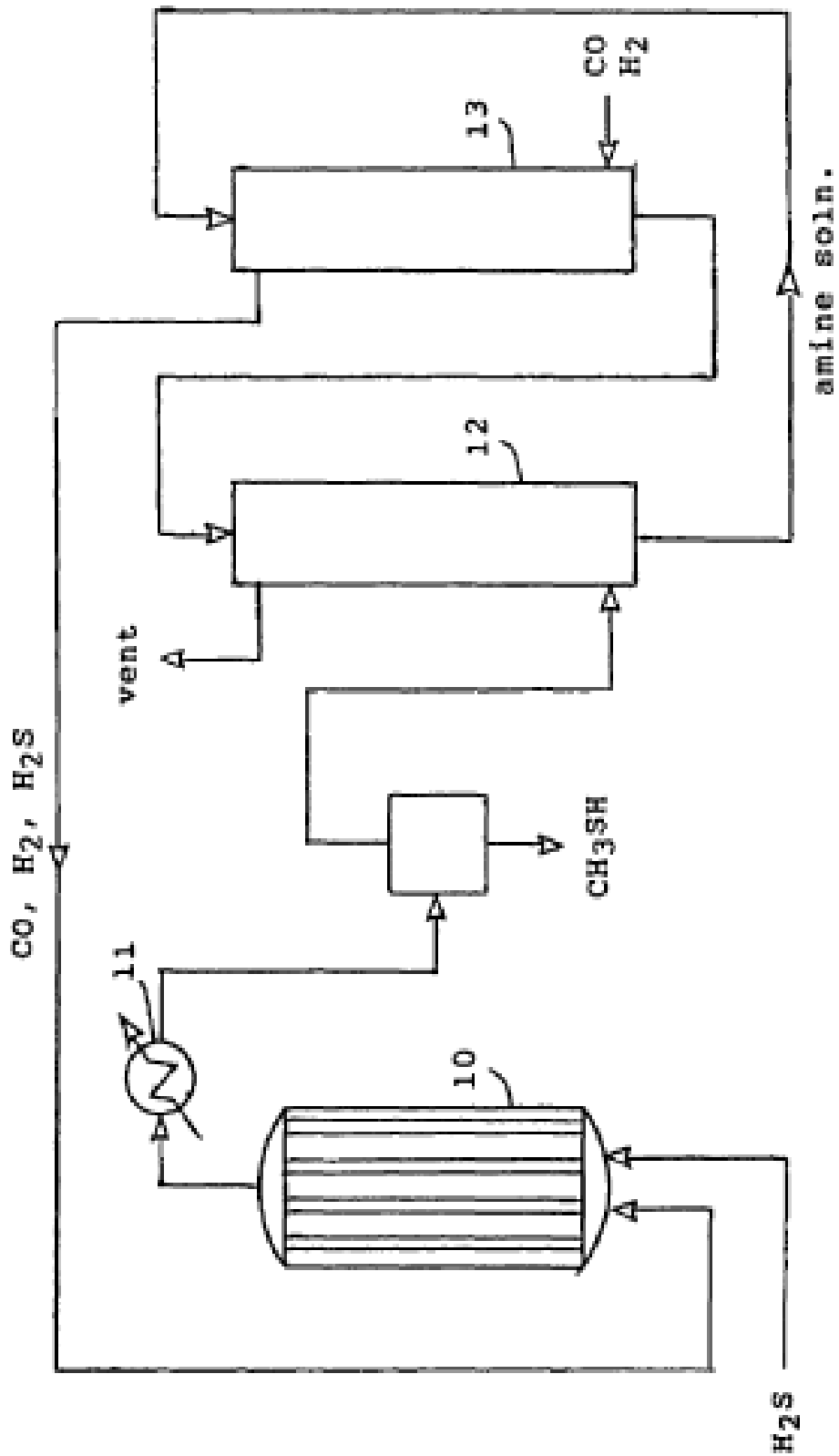


FIG. 2

US 7,365,233 B2

1

METHYL MERCAPTAN PROCESS

FIELD OF THE INVENTION

The present invention relates to a process for the manufacture of methyl mercaptan, also known as methanethiol. In the process, carbon monoxide, hydrogen, and hydrogen sulfide are reacted in the presence of a catalyst to produce methyl mercaptan and carbon dioxide. The required carbon monoxide and hydrogen may be supplied by synthesis gas.

BACKGROUND OF THE INVENTION

The common method of preparing methyl mercaptan on an industrial scale is by passing vapors of methyl alcohol or methanol and hydrogen sulfide over a catalyst at elevated temperatures to produce methyl mercaptan and water. This method is direct and produces relatively high yields of product.

The principal disadvantage of using alcohol substitution to produce methyl mercaptan is the cost of the raw material, methanol. This alcohol must be produced from synthesis gas in a high pressure process. Although readily available in commerce, methanol is subject to wide price movements.

Therefore, an object of the present invention is to provide a process for methyl mercaptan that is independent of methanol. Furthermore, it is a goal of the process to achieve high conversions under mild operating conditions. These and other objects, features and advantages will be apparent from the following description.

SUMMARY OF THE INVENTION

In one particular embodiment of the present invention, carbon monoxide, hydrogen, and hydrogen sulfide are reacted over a catalyst in a reactor to give methyl mercaptan and carbon dioxide. The stoichiometry of the reaction requires two moles of carbon monoxide for each mol of hydrogen and each mol of hydrogen sulfide.

The catalyst composition for the reaction may vary considerably depending on operating conditions. A preferred composition, however, comprises thorium oxide. In addition, the catalyst may comprise zinc-chromium oxide or palladium.

Operating conditions are dictated by thermodynamic considerations and by reaction kinetics. The favored temperature for the reaction is in the range of 250° C. to 350° C., but may extend to higher or lower temperatures. The operating pressure is in the range of 1 to 10 atmospheres but again should not be limited by these constraints.

Methyl mercaptan product is most conveniently recovered by refrigeration. Any unreacted hydrogen sulfide can be removed by scrubbing the exit gas stream from the reactor with an alkanolamine solution.

BRIEF DESCRIPTION OF THE DRAWINGS

FIG. 1 is a graph showing the equilibrium conversions for the reaction of the present invention. Moreover, the results are shown for a side reaction in which water is produced.

FIG. 2 is a schematic diagram of the process showing the major pieces of equipment. This flow sheet provides for the recovery of product and the recycle of any unreacted hydrogen sulfide.

2

DETAILED DESCRIPTION OF THE PROCESS

The present invention comprises the reaction of carbon monoxide (CO), hydrogen (H₂) and hydrogen sulfide (H₂S) over a catalyst to give methyl mercaptan (CH₃SH) and carbon dioxide (CO₂) according to the following equation:



If an excess of hydrogen is used in the process, a side reaction is possible whereby some water (H₂O) is formed as follows:



The preferred reaction is the one shown by equation 1 whereby the process is maintained under anhydrous conditions. Besides, thermodynamic data are more favorable for reaction 1. The results are shown in FIG. 1 in which the logarithm of the equilibrium constant K_p is plotted against the reciprocal of the absolute temperature T for both reaction 1 and 2. Under equilibrium conditions, higher conversions are achieved at all temperatures for the reaction of equation 1.

An important consideration of the present invention is the nature of the catalyst. The reaction kinetics requires the use of a catalyst. In the absence of experimental data, the composition of the catalyst must be determined from a theoretical analysis. This was accomplished by postulating a mechanism for the reaction.

The most plausible mechanism for the reaction is illustrated by the following equations:



Combining equations 3, 4, and 5, one obtains equation 1. This mechanism shows that methanol (CH₃OH) is first produced from carbon monoxide and hydrogen. This alcohol is then combined with hydrogen sulfide to form methyl mercaptan and water. The water reacts with additional methanol to give carbon dioxide and hydrogen.

Equation 3 represents the well-known reaction for methanol synthesis. It is catalyzed by a zinc-chromium oxide catalyst or by the more active copper-zinc-alumina catalyst. (Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4th ed., John Wiley & Sons, vol. 16, pp. 530-541). The reaction may also be catalyzed by palladium. (Ibid., Vol. 19, P. 368). The same catalysts will also promote the equation 5 reaction since it is the reverse of methanol synthesis.

Equation 4 is the classical method for preparing methyl mercaptan by alcohol substitution. It is known to be promoted by the use of a strong acid catalyst. (Ibid., Vol. 24, p. 23) It is also catalyzed by thorium oxide. (Conant, J. B. and Blatt, A. H., *The Chemistry of Organic Compounds*, 5th ed., The MacMillan Co., New York 1947.) In conclusion, the preferred catalyst for the present invention is an intimate mixture of a methanol synthesis catalyst and a catalyst that promotes alcohol substitution.

Elevated reaction temperatures are required to achieve acceptable conversions. The less active methanol synthesis catalyst, namely, zinc-chromium oxide, requires a temperature in the range of 320° C. to 450° C. The more active catalyst with the composition copper-zinc-alumina is useful at a temperature as low as 210° C. Concerning the formation of methyl mercaptan, thorium oxide is reported to be effec-

US 7,365,233 B2

3

tive at 350° C. Considering these inputs as guidelines, a range of 250° C. to 350° C. is recommended for the present invention.

Because of favorable thermodynamic data for the present invention, high pressures as used in methanol synthesis can be avoided. Near the upper temperature limit of 350° C., however, the conversion drops off. Under these circumstances, moderate pressures, up to about 10 atmospheres may be advantageous. Such limited pressure is favorable because there is a reduction in the volume of gases during the reaction.

Since the reaction of the present invention is exothermic, heat must be removed from the reactor in order to control the temperature of the reaction. This objective is easily achieved by using a shell and tube reactor design. Alternatively, a fluidized bed reactor might be considered.

The recovery of methyl mercaptan and the recycle of unreacted hydrogen sulfide are shown in FIG. 2. Exit gases from reactor 10 are cooled in heat exchanger 11. The boiling point of methyl mercaptan is 5.06° C. so that refrigeration is required. Noncondensed gases are sent to scrubber 12 where any unreacted hydrogen sulfide is absorbed in an alkanolamine stream. Inert gases from the scrubber are vented. The alkanolamine solution is pumped to stripper column 13 where hydrogen sulfide is recovered and recycled back to reactor 10.

The uses of methyl mercaptan are extensive. The compound undergoes numerous reactions of commercial interest. For example, methyl mercaptan can be used in the

4

preparation of DL-methionine. If methyl mercaptan were available at a lower cost, its applications could be expanded.

EXAMPLE

Engineering calculations were made to determine the conversion of raw materials when the process was operated under the following conditions: 2 mols of carbon monoxide mixed with 1 mol of hydrogen and 1 mol of hydrogen sulfide were fed to the reactor. The temperature of the reaction was maintained at 325° C. and the pressure was kept at 5 atmospheres. At equilibrium, 68.5% of the reactants were converted to methyl mercaptan and carbon dioxide in a single pass through the reactor.

What is claimed is:

1. A process for the manufacture of methyl mercaptan comprising the reaction of carbon monoxide, hydrogen, and hydrogen sulfide over a catalyst to provide, methyl mercaptan and carbon dioxide; wherein the catalyst is thorium oxide, and wherein the molar ratio of carbon monoxide to hydrogen to hydrogen sulfide in the feed is approximately 2:1:1.

2. A process of claim 1 wherein the reaction is carried out at a temperature in the range of 250° C. to 350° C.

3. A process of claim 1 wherein the reaction is carried out at pressure in the range of 1 to 10 atmospheres.

* * * * *

BAB X
TUGAS KHUSUS
Tugas Khusus I
FIXED BED MULTI TUBE REACTOR

Nama : Ari Wijaya

NIM : 03031181419034

10.1. Fixed Bed Multi Tube Reactor

10.1.1. Pendahuluan

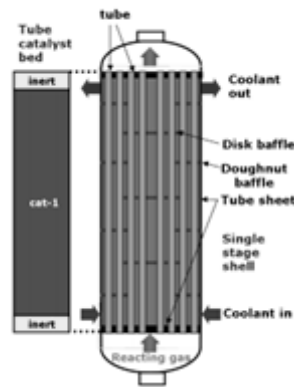
Reaktor *fixed bed* merupakan reaktor yang katalisnya berdiam di dalam reaktor *bed*. Di dalam reaktor, katalis ditopang oleh suatu struktur *catalyst support* berupa *perforated tray* dengan tambahan lapisan *inert* semacam *ceramic balls* dengan diameter bervariasi sesuai dengan ukuran partikel katalis, baik di sisi terbawah maupun di lapisan teratas dari *bed* katalisator (Fogler, 1999).

Secara spesifik, reaktor *fixed bed* yang ada di unit pengolahan minyak bumi dirancang oleh *vendor* berdasarkan kebutuhan proses. Struktur *internal* reaktor pun berbeda dari *vendor* satu dengan lainnya. Sifatnya yang spesifik itu membuat perancangan reaktor biasanya juga terkait dengan lisensor prosesnya, misalnya perancangan reaktor *fixed bed* untuk *unicracking* akan berbeda dengan perancangan reaktor *fixed bed* untuk *Lube Catalytic Dewaxing*. Hal ini terkait dengan kebutuhan proses, terutama terkait dengan kebutuhan katalis yang sangat spesifik tergantung pada *vendor* masing-masing. Meskipun demikian, secara umum bagian-bagian *internal* reaktor tetap sama, hanya saja tiap lisensor proses maupun *vendor* reaktor tersebut memiliki *typical design* masing-masing yang diharapkan mampu mengoptimalkan fungsi reaktor tersebut (Levenspiel, 1999).

10.1.2. Reaktor Fixed Bed Multi Tube

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor tipe *fixed bed* dengan menggunakan banyak *tube* (pipa). Penggunaan banyak pipa berguna untuk memperbesar luas *transfer* panas antara reaktor dengan media pembawa panas, sehingga temperatur dalam reaktor dapat mendekati kondisi isothermal dan

biasanya digunakan untuk reaktan berfase gas dan reaksi kimia terjadi di sepanjang pipa. Semakin panjang pipa, maka konversinya akan semakin tinggi (Fogler, 1999).



Gambar 10.1. Reaktor *Multi Tube*

Pada reaksi fase gas dengan katalis berpori, reaksi katalitik yang terjadi melalui tahapan seperti dibawah ini (Fogler, 1999):

- 1) Difusi eksternal, yaitu reaktan berdifusi ke permukaan eksternal katalis.
- 2) Difusi *internal* reaktan.
- 3) Adsorpsi reaktan A pada permukaan katalis.
- 4) Reaksi pada permukaan katalis ($A \rightarrow B$).
- 5) Desorpsi produk pada permukaan katalis
- 6) Difusi *internal* dan *external* produk.

Perhitungan nilai kinetika reaksi didasarkan pada teori yang dijabarkan di atas yang dijadikan sebagai dasar perhitungan pada tiap reaksinya. Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan (Smith, dkk, 2001). Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B, kecepatan tumbukan dapat dihitung dengan persamaan 2-31 Halaman 46 J.M Smith :

$$Z_{AB} = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N^2}{10^6} \left[8\pi k_b T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \right]^{0.5} C_A C_B$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_A = -\frac{1}{v} \frac{dN_A}{dt} = \left[\begin{array}{c} \text{kecepatan tumbukan} \\ \text{mol/liter. detik} \end{array} \right] C_A \cdot C_B$$

$$= Z_{AB} \frac{1000}{N} \exp(-E/RT)$$

Sehingga:

$$-r_A = \left(\frac{\sigma_A - \sigma_B}{2}\right)^2 \frac{N}{1000} \left[8\pi k_b T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right)\right]^{0.5} \exp(-E/RT) C_A C_B$$

Mencari Harga K_1

Persamaan Arrhenius : $k = A \cdot e^{-E/RT}$

Laju Reaksi

$$\begin{aligned} -r_1 &= \frac{-dC_A}{dt} \\ &= k_1 \cdot C_A \\ &= k_1 \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A) \end{aligned}$$

$$A = \sigma^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi k T \left(\frac{1}{M}\right)}$$

Maka :

$$K = \left(\frac{\sigma_A - \sigma_B}{2}\right)^2 * \frac{N}{10^3} * \sqrt{8 * \pi * R * T * \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}\right) * e^{-\frac{E}{RT}}} \quad (\text{Smith, J.M, hal. 46})$$

Persamaan Teori Tumbukan tersebut tetap akan berlaku untuk gas murni, dimana jarak bebas rata-rata (*mean free path*) bersifat tunggal dari gas murni itu sendiri, sehingga bilangan tumbukannya didefinisikan sebagai jumlah tumbukan yang dialami oleh sebuah molekul tunggal per detik dalam sebuah wadah yang berisi N_1 molekul per satuan volume (Smith, dkk, 2001).

Setelah melihat perhitungan konstanta laju reaksi, kita akan mulai dalam perancangan pada bagian *shell* reaktor. Pemilihan *shell* reaktor ditentukan dari desain *tube*. *Tube* disusun secara *triangular pitch* dengan alasan:

- 1) Susunan *tube* lebih kuat.
- 2) Koefisien perpindahan panas lebih baik.
- 3) Lebih mudah untuk dibersihkan.
- 4) Jumlah lubang tiap satuan lebih besar daripada susunan *square pitch*.
- 5) Ukuran reaktor menjadi lebih kecil dan turbulensi lebih terjamin.

10.1.3. Bagian-bagian Reaktor Fixed Bed Multi Tube

Bagian utama dari sebuah reaktor *fixed bed multi tube* adalah reaktor *vessel*, reaktor *internals*, katalisator, *inert* dan *graded* katalisator.

1) Reaktor *vessel*

Reaktor *vessel* Merupakan bagian yang menyediakan tempat bagi katalis dan tempat berlangsungnya kontak antara minyak umpan dan katalis yang kemudian terjadi reaksi. Reaktor *vessel* dirancang dengan dasar perancangan *pressure vessel*. Kunci dari perancangan reaktor *vessel* ini adalah pemilihan material, *allowable working pressure*, dimensi dan ketebalan dinding *vessel*. Reaktor *fixed bed* biasanya digunakan untuk umpan (pereaktan) yang mempunyai viskositas kecil (Catalano, 2012).

2) Reaktor *Internal*

Selain reaktor *vessel*, struktur *internal* reaktor juga sangat menunjang optimalnya kinerja dari sistem reaksi yang terjadi di dalam reaktor tersebut. Distribusi umpan, distribusi panas, *fouling*, distribusi lapisan katalisator, dan juga temperatur reaksi merupakan beberapa hal yang mewakili peran dari struktur *internal* reaktor tersebut. Secara umum, struktur *internal* terdiri atas *feed distributor*, *distribution tray*, *scale basket*, *quench distributor*, *collector ring*, *inert and catalyst graded* (Catalano, 2012).

3) Katalisator

Katalisator merupakan salah satu hal vital dalam sistem reaksi di dalam reaktor. Pasalnya, pada perancangan reaktor semua variabel proses ditentukan oleh *physical properties* dan kebutuhan reaksi dari katalisator. Misalnya batasan *pressure drop* untuk reaksi maupun regenerasi tidak boleh melebihi *crushing strength* dari partikel katalisator. Begitu halnya dengan temperatur yang dibatasi dengan *melting point* komponen penyusun katalisator (Catalano, 2012).

4) *Inert* dan *Catalyst Graded*

Pada *bed* katalisator, *inert balls* diletakkan di bagian atas dan bawah katalisator. Di bagian atas katalisator, *inert balls* berfungsi meredam energi tumbukan dari aliran umpan guna menjaga distribusi katalisator di dalam *bed* katalisator. Di bagian bawah *bed* katalisator, *inert balls* berfungsi sebagai *support*

untuk menopang katalisator dan juga menjaga agar katalisator tidak ikut mengalir keluar *bed* katalisator bersama aliran umpan. *Graded* katalisator merupakan partikel-partikel yang ditambahkan di atas ataupun di bawah katalisator di dalam *bed* katalisator yang memiliki fungsi-fungsi tertentu sesuai komposisinya. Fungsi *graded* katalisator antara lain sebagai *treatment* awal, menahan deposit, menyerap logam, dan lain-lain. Beberapa jenis *graded* katalisator ditambahkan ke dalam *bed* katalisator guna mengoptimalkan aktivitas katalisator (Catalano, 2012).

10.1.4. Dasar Perancangan Reaktor

Reaksi pembentukan Metil Merkaptan merupakan reaksi eksotermis sehingga panas reaksi eksotermis digunakan untuk menaikkan temperatur aliran keluar reaktor. Dasar perancangan reaktor ini adalah sebagai berikut:

1) Jenis Reaktor

Reaktor isothermal adalah reaktor unggun tetap berisi katalis tanpa adanya perpindahan panas. Diameter reaktor biasanya besar sehingga panas yang dipindahkan melalui dinding reaktor sangat kecil dibandingkan panas yang digunakan oleh reaksi untuk menaikkan temperatur aliran keluar reaktor. Fluida yang masuk reaktor mengalir ke bawah sepanjang reaktor. Harga reaktor jenis ini cukup mahal (Catalano, 2012).

2) Volume Katalis

Untuk reaktor isothermal, volume katalis dihitung dengan cara menghitung luas kurva konversi (X_A) terhadap $1/r_A$ dikalikan dengan laju alir umpan yang masuk ke dalam reaktor (Catalano, 2012).

3) Desain Mekanik Reaktor

Panjang reaktor sebesar 6 m sehingga berdasarkan perhitungan, diperoleh diameter reaktor sebesar 2,6 m. Pada bagian atas unggun biasanya dipasang *baffle* atau pelat horizontal untuk menyeragamkan aliran yang masuk kemudian ditempatkan selapis tipis material padat, tidak berpori, memiliki diameter lebih besar dibandingkan diameter katalis, dan bersifat *inert* seperti alumina, pada bagian atas katalis. Fungsi alumina ini adalah untuk menangkap kerak dan pengotor-pengotor, serta mengatur aliran agar terdistribusi seragam. Katalis ditopang oleh pelat horizontal di

bagian bawah dan di bagian atas pelat tersebut juga ditempatkan lapisan tipis material *inert* seperti pada bagian atas reaktor. Produk diambil dari bagian bawah kemudian dikumpulkan (Catalano, 2012).

4) Material Reaktor

Reaktor terbuat dari material *stainless steel* karena reaktan yang bersifat korosif seperti karbon monoksida dan hidrogen sulfida jumlahnya cukup besar (Catalano, 2012).

5) Penutup Reaktor

Reaktor yang digunakan berbentuk *torispherical (dished) head*. Penutup jenis ini biasa digunakan untuk tangki vertikal bertekanan 1-15 atm (Catalano, 2012).

10.1.5. Kelebihan dan Kekurangan Fixed Bed Multi Tube Reactor

Kelebihan dan kekurangan dari reaktor *multi tube* yaitu sebagai berikut (Catalano, 2012):

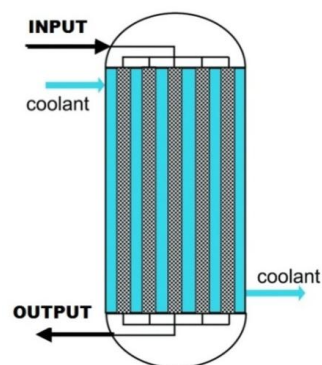
1) Kelebihan *Fixed Bed Multi Tube Reactor*

- a. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas atau lebih.
- b. Kapasitas produksi cukup tinggi.
- c. Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksotermis atau endotermis), sehingga pemakaian lebih fleksibel.
- d. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi.
- e. *Pressure drop* rendah.
- f. Adanya *hold up* yang tinggi, maka menghasilkan pencampuran radial yang lebih baik dan tidak ditemukan pembentukan saluran (*channeling*)
- g. *Hold up liquid* tinggi.
- h. Katalis benar-benar dibasahi.
- i. Kontrol temperatur lebih baik.
- j. *Transfer* massa gas-liquid lebih tinggi daripada reaktor *trickle bed*, karena interaksi gas-liquid lebih besar.

2) Kekurangan *Fixed Bed Multi Tube Reactor*

- a. Resistansi difusi intra partikel sangat besar.
- b. *Rate transfer massa* dan *transfer panas* rendah.
- c. Pemindahan katalis sangat sulit dan memerlukan *shut down* alat.
- d. Konversi lebih rendah.
- e. Ada kemungkinan terjadi reaksi samping homogen pada cairan.
- f. *Pressure drop* tinggi.

10.1.6. Step-step dalam Perhitungan untuk Reaktor Fixed Bed Multi Tube



1) Mengetahui kondisi operasi pada reaktor, seperti:

- a) Temperatur dan tekanan
- b) Konversi
- c) Laju alir massa
- d) BM rata-rata
- e) Densitas campuran
- f) Viskositas campuran
- g) Data Katalis

2) Perhitungan pada Feed Reaktor

a) Volumetric Flowrate Feed, Q_f

Volumetric flowrate pada bahan baku diperlukan untuk mengetahui jumlah bahan baku yang digunakan untuk masuk ke reaktor agar membentuk metil merkaptan.

$$Q_f = \frac{W}{\rho}$$

b) Konsentrasi Awal Bahan Baku

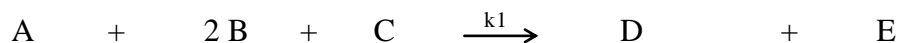
Konsentrasi bahan baku berupa gas CO, H₂, dan H₂S diperlukan untuk mengetahui konsentrasi bahan baku yang digunakan untuk masuk ke reaktor agar membentuk metil merkaptan dan produk sampingnya.

$$\text{Konsentrasi awal } (C_{AO}) = \frac{F_{AO}}{Q_f}$$

3) Kinetika Reaksi

Kinetika reaksi diperlukan untuk mengetahui laju reaksi yang terjadi ketika gas CO, H₂, dan H₂S dikontakkan di dalam suatu reaktor. Selain itu, kinetika reaksi dapat digunakan untuk mengetahui jumlah energi aktivasi dan nilai konstanta kesetimbangan pada suatu reaksi.

Reaksi:



Persamaan laju reaksi :

$$-r_A = k_1 [C_{AO}] [C_{BO}]^2 [C_{CO}]$$

$$C_A = \frac{1-X_A}{1+\epsilon_A X_A} \times C_{AO} \quad \dots(\text{Fogler, hal. 82})$$

$$C_B = C_{AO} \times \frac{\theta_B - (b/a)X_A}{1+\epsilon_A X_A} \quad \dots(\text{Fogler, hal. 82})$$

$$C_C = C_{AO} \times \frac{\theta_C - (c/a)X_A}{1+\epsilon_A X_A} \quad \dots(\text{Fogler, hal. 82})$$

Keterangan:

C_A, C_B, C_C = Konsentrasi reaktan bereaksi (kmol/jam)

C_{AO}, C_{Bo}, C_{Co} = Konsentrasi awal reaktan A, B, dan C (kmol/jam)

X_A = Konversi reaktan A

Persamaan untuk tetapan kesetimbangan (k), yaitu:

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B + \sigma_C}{3} \right)^2 \frac{N}{1000} \sqrt{8\pi RT \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} + \frac{1}{M_C} \right)} e^{-E/RT}$$

Persamaan laju reaksi untuk reaksi utama :

$$-r_A = k [C_A] [C_B]^2 [C_C]$$

Diketahui: $C_A = C_{A0} (1 - X_A)$

$$C_B = C_{A0} (C_{B0}/C_{A0} - X_A)$$

$$C_C = C_{A0} (C_{C0}/C_{A0} - X_A)$$

$$-r_A = k [C_A] [C_B]^2 [C_C]$$

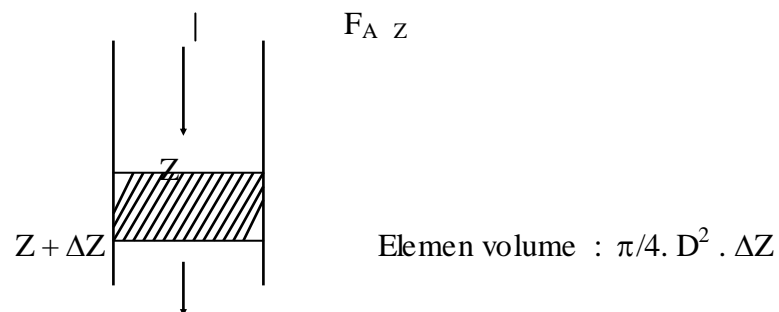
$$-r_A = k_1 (C_{A0} (1 - X_A)) \cdot (C_{A0} (C_{B0}/C_{A0} - X_A))^2 \cdot (C_{A0} (C_{C0}/C_{A0} - X_A))$$

$$-r_A = k_1 C_{A0}^4 (1 - X_A) \cdot (C_{B0}/C_{A0} - X_A)^2 \cdot (C_{C0}/C_{A0} - X_A)$$

4) Neraca Massa dan Neraca Panas Reaktor

Reaktor selalu bekerja secara *steady state* kecuali pada saat mulai (*start up*) dan akhir suatu operasi (*shut down*), sehingga tidak ada akumulasi. Asumsi – asumsi yang diambil untuk menyusun persamaan adalah neraca massa adalah:

- Keadaan *steady state*
- Reaktan mengalir didalam reaktor dengan kecepatan yang sama dan tetap di seluruh penampang reaktor (*plug flow*)
- Difusi dan transfer massa dan panas ke arah radial diabaikan



$$| F_A|_{Z+\Delta Z}$$

$$M_{in} - M_{out} + M_{gen} - M_{cons} = M_{acc}$$

$$F_A|_Z - F_A|_{Z+\Delta Z} - (-r_A)\Delta V = 0$$

$$F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z = (-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta Z$$

$$\frac{F_A|_{Z+\Delta Z} - F_A|_Z}{\Delta Z} = (-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$\lim \Delta Z \rightarrow 0$$

$$\frac{dF_A}{dZ} = (-r_A) \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$F_{A0} \frac{dX_A}{dZ} = (-r_A) \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$\frac{dX_A}{dZ} = \frac{(-r_A)}{F_{A0}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$dV = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \Delta Z$$

$$-dF_A = -r_A \cdot dV$$

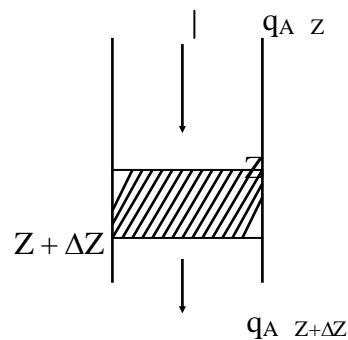
$$dX_A = \frac{(-r_A)}{F_{A0}} \cdot dV$$

$$F_{A0} \cdot dX_A = -r_A \cdot dV$$

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

$$V = F_{A0} \int \frac{dX_A}{-r_A}$$

Neraca Panas



Elemen volum : $\pi/4 \cdot D^2 \cdot \Delta Z$

Basis : Entalpi semua unsur stabil pada suhu standar (T_R) nilainya = nol.

Rate of heat input – rate of heat output = rate of heat accumulation

$$\left[\sum (F_i \cdot H_i) \right]_Z - \left[\sum (F_i \cdot H_i) \right]_{Z+\Delta Z} + U \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta Z \cdot (\bar{T} - \bar{T}_C) = 0$$

$$\frac{\sum (F_i \cdot H_i) \Big|_Z - \sum (F_i \cdot H_i) \Big|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} - U \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta Z \cdot (\bar{T} - \bar{T}_C) = 0$$

jika : $\Delta Z \rightarrow 0$, maka :

$$-\frac{d}{dZ} \left[\sum (F_i \cdot H_i) \right] - U \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta Z \cdot (T - T_c) = 0$$

$$\begin{aligned} \frac{d}{dZ} \left[\sum (F_i H_i) \right] &= \sum \frac{d}{dZ} (F_i H_i) = \sum \left(F_i \frac{dH_i}{dZ} \right) + \sum \left(H_i \frac{dF_i}{dZ} \right) = \\ &- U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_c) \\ \sum \left(F_i \frac{dH_i}{dT} \cdot \frac{dT}{dZ} \right) + \sum \left(H_i \frac{dF_i}{dZ} \right) &= -U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_c) \end{aligned}$$

Neraca panas pada pendingin dalam elemen volume reaktor :

Basis : Entalpi pendingin pada suhu T_R nilainya = nol.

Rate of heat input - *rate of heat output* = *rate of heat accumulation*

$$\left(H \Big|_Z + U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot \Delta Z \cdot (\bar{T} - \bar{T}_c) \right) - \left(H \Big|_{Z+\Delta Z} \right) = 0$$

$$\frac{H \Big|_Z - H \Big|_{Z+\Delta Z}}{\Delta Z} = -U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (\bar{T} - \bar{T}_c)$$

Jika : $\Delta Z \rightarrow 0$, maka :

$$-\frac{dH}{dZ} = -U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_c)$$

$$\frac{dH}{dT_c} \cdot \frac{dT_c}{dZ} = U \cdot \pi \cdot D \cdot N_t \cdot (T - T_c)$$

Dimana:

$\Delta H_{R,T}$ = panas reaksi pada suhu T, J/jam.

U = koefisien transfer panas overall, J/jam/m²/°C

D = diameter dalam pipa, m.

Nt = jumlah pipa

X = konversi reaksi

T = suhu reaksi pada reaktor, K.

Tc = suhu pendingin pada reaktor, K.

Z = panjang reaktor, m.

Fi = laju alir komponen i, kmol/jam

5) Menghitung Volume Reaktor

Kemudian menghitung kinetika reaksi. Untuk reaksi *irreversible* dapat menggunakan rumus:

$$Z_{AB} = \left[\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right]^2 \frac{N^2}{10^6} \left[8\pi k_b T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \right]^{0.5} C_A C_B \quad (\text{Levenspiel, 1999})$$

Konstanta kecepatan reaksi dapat ditentukan berdasarkan teori tumbukan. Untuk tumbukan molekul A dengan molekul B. Dari hukum Maxwell mengenai distribusi energi molekul, fraksi tumbukan antara dua molekul adalah yang lebih besar dari E minimum adalah sebagai berikut :

$$\exp(-E/RT)$$

Persamaan kecepatan reaksi :

$$-r_A = -\frac{1}{V} \frac{dN_A}{dt} = k C_A C_B = \left[\begin{array}{c} \text{kecepatan tumbukan} \\ \text{mol/ltr.dtk} \end{array} \right] C_A C_B$$

$$-r_A = Z_{AB} \frac{1000}{N} \exp(-E/RT)$$

Sehingga:

$$-r_A = \left[\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right]^2 \frac{N}{1000} \left[8\pi k_b T \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right) \right]^{0.5} \exp(-E/RT) C_A C_B$$

$$A = \sigma^2 x \frac{N}{10^3} x \sqrt{8\pi k T \left(\frac{1}{M} \right)}$$

Maka :

$$k = \sigma^2 x \frac{N}{10^3} x \sqrt{8\pi k T \left(\frac{1}{M} \right)} x e^{-E/RT} \quad (\text{Smith, J.M. Hal. 52})$$

Untuk reaksi orde dua, maka laju reaksinya adalah:

$$-r_1 = -\frac{dC_A \cdot C_B}{dt} \quad \text{dimana} \quad \Theta_B = \frac{C_{B0}}{C_{A0}}$$

Volume reaktor:

$$dX_A = \frac{(-r_A)}{F_{AO}} \cdot dV$$

$$F_{AO} \cdot dX_A = -r_A dV$$

$$\frac{dX_A}{dV} = \frac{-r_A}{F_{AO}}$$

$$V = F_{AO} \int \frac{dX_A}{-r_A}$$

6) Residence Time dan Volume Feed Gas pada Tube

Gas Hourly Space Velocity (GHSV)

$$\text{Residence time } (\tau) = \frac{1}{\text{GHSV}}$$

$$\text{Volume reaktor (V)} = F_{AO} \int \frac{dX_A}{-r_A} \quad \dots(\text{Fogler, hal. 85})$$

$$= F_{AO} \int \frac{dX_A}{k_1 [\text{CA}] [\text{CB}]^2 [\text{CC}]}$$

$$= F_{AO} \int \frac{dX_A}{k_1 x (C_{AO} x (1-X_A)) x (C_{AO} x \left(\frac{C_{BO}}{C_{AO}} - X_A\right))^2 x (C_{AO} x \left(\frac{C_{CO}}{C_{AO}} - X_A\right))}$$

Dimana, $M = C_{BO}/C_{AO}$ dan $N = C_{CO}/C_{AO}$, maka:

$$V = F_{AO} \int \frac{dX_A}{k_1 x C_{AO}^4 x (1-X_A) x (M-X_A)^2 x (N-X_A)}$$

$$V = F_{AO} \int_0^{X_A} \frac{dX_A}{k_1 x C_{AO}^4 x (1-X_A) x (M-X_A)^2 x (N-X_A)}$$

Persamaan integral di atas sangat kompleks dan rumit untuk diselesaikan secara analitis, sehingga perhitungan volume reaktor dilakukan dengan cara lain yaitu menggunakan *Gas Hourly Space Velocity* (GHSV) yang terdapat pada patent utama. Berikut ini rumus mencari volume feed gas (V_G) dengan memakai space time (τ) yang didapatkan dari $(\tau) = \frac{1}{SV}$.

7) Perhitungan pada Desain Reaktor

Pada perhitungan desain reaktor, diperlukan berbagai macam ilmu teknik kimia, seperti termodinamika, perpindahan massa dan panas, kinetika reaksi dan katalis, sehingga reaktor yang akan didesain akan sangat cocok dengan kondisi operasi yang sedemikian rupa dan memiliki nilai ekonomis, sehingga kebutuhan bahan bakar akan dapat diminimalkan. Dalam merancang reaktor, diperlukan data-data sebagai berikut:

- i. Laju alir massa (W)
- ii. Densitas (ρ)
- iii. Viskositas (η)
- iv. Konduktivitas termal (k)
- v. Kapasitas panas (Cp)
- vi. *Volumetric flowrate* (Q)
- vii. Volume feed gas (V_G)

a) Menentukan Volume Katalis dan Berat Katalis

Fraksi dari solid/katalis adalah:

$$\epsilon_k = 1 - \Phi$$

Volume reaktor pada *tube* (V_{tr}):

$$V_{tr} = V_G / \Phi$$

$$\epsilon_k = \frac{V_s}{V_R}$$

dimana $V_k = M_k / \rho_k$, M_k = massa *solid*, ρ_k = massa jenis *solid*

sehingga:

$$\epsilon_k = \frac{M_k / \rho_k}{V_{tr}}$$

$$M_k = \epsilon_k \times \rho_k \times V_{tr}$$

$$\text{Volume katalis } (V_k) = V_{tr} - V_G$$

b) Menentukan Diameter dan Panjang *Tube* Reaktor

c) Menentukan Jumlah *Tube* dalam Reaktor

$$\text{Volume katalis } (V_s) = V_{tr} - V_G$$

$$\text{Volume 1 tube} = \pi \times \left(\frac{ID}{2}\right)^2 \times L_t$$

$$\text{Jumlah tube, } N_T = \frac{V_R}{V_T}$$

$$\text{Safety factor} = 10\%$$

$$\text{Jumlah tube } (N_T) = (100\% + 10\%) \times N_T$$

d) Menentukan Desain *Shell* pada Reaktor

$$P_t = 1,25 \text{ OD} \quad \dots(\text{Coulson, hal. 646})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Clearance (C)} &= \frac{1}{2} \times \text{OD} \\
 \text{Free area (A}_f\text{)} &= [0,5 \cdot \text{Pt} \cdot (\text{Pt} \sin 60^\circ)] - \left[\frac{\square}{4} \text{OD}^2 \right] \\
 \text{Luas triangular pitch (A)} &= \frac{1}{2} \cdot \text{Pt} \cdot (\text{Pt} \sin 60) \\
 \text{Total free volume (V}_f\text{)} &= A \times N_t \times L_t \\
 \text{Volume shell (V}_s\text{)} &= V_{tr} + V_f \\
 \text{Area shell (A}_s\text{)} &= \frac{V_s}{L_t} \\
 \text{Diameter Shell (D}_s\text{)} &= \sqrt{\frac{4 \cdot A_s}{\pi}}
 \end{aligned}$$

e) Menentukan Dimensi Reaktor

Head reaktor berupa ellipsoidal

$$\text{Tinggi Head Reaktor (H}_s\text{)} = \frac{1}{4} D_s$$

$$\text{Tinggi Reaktor Total (H}_R\text{)} = L_t + 2 H_s$$

$$\text{Volume Head Reaktor (V}_{HR}\text{)} = 2 \times \left[\frac{\pi}{24} \cdot D_s^3 \right]$$

$$\text{Volume Total Reaktor (V}_R\text{)} = V_s + V_{HR}$$

Berdasarkan data kondisi operasi di reaktor dan buku Peters,

Diketahui:

$$\begin{aligned}
 S &= \text{working stress allowable bahan Stainless Steel 304} \\
 &= 11.500 \text{ psia} = 723,5714 \text{ bar} \quad \dots(\text{Tabel 4, Peters, hal. 537})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= \text{welding joint efficiency} \\
 &= 0,85 \quad \dots(\text{Tabel 4, Peters, hal. 537})
 \end{aligned}$$

$$C_c = 0,0011 \text{ m}$$

$$\text{Tebal Dinding} = \frac{Pr}{SE - 0,6P} + C_c$$

$$\text{Outside Diameter} = D_s + 2t$$

f) Koefisien Perpindahan Panas pada Tube

- 1) Laju alir *cooling water*
- 2) *Baffle spacing* (l_B)
- 3) *Cross flow* (A_s) $= \frac{(Pt-OD) D_s \times l_B}{Pt}$
- 4) *Mass velocity* (G_s) $= \frac{\text{laju alir cooling water}}{A_s}$
- 5) Densitas
- 6) *Linear velocity* (u_s) $= \frac{G_s}{\rho}$
- 7) *Diameter equivalent* (De) $= \frac{1,1}{OD} \times (Pt^2 - (0,917 OD^2))$
- 8) Viskositas
- 9) *Reynold Number* $= \frac{G_s \times De}{\mu}$
- 10) Kapasitas panas
- 11) Konduktivitas panas
- 12) *Prandtl Number* $= \frac{C_p \times \mu}{k_f}$
- 13) h_o $= \frac{j_H \times Re \times P r^{0,33} k_f}{De}$

g) Menghitung Pressure Drop

Pada reaktor jenis *fixed bed multi tube* memiliki *pressure drop* yang lebih rendah dibandingkan dari jenis reaktor *multibed*. Dari buku *Fogler*, persamaan 4-22, diperoleh rumus yang digunakan untuk menghitung *pressure drop* adalah sebagai berikut:

$$-\frac{dP}{dL} = \frac{G}{\rho \times g_c \times d_p} \left(\frac{1-\phi}{\phi} \right) \left[\frac{150 (1-\phi) \mu}{d_p} + (1,75 G) \right]$$

$$G = \frac{W_T}{3600 \times a'' \times N_T}$$

$$P_{out} = P_{in} + (-dP)$$

h) Tebal Jacket Reaktor

Tebal jacket diperlukan untuk menjaga kondisi operasi di dalam reaktor agar tetap stabil, sehingga tekanan dan temperatur di dalam reaktor dapat dikendalikan sesuai dengan kondisi operasi yang diinginkan. Perhitungan pada desain tebal jacket reaktor yaitu:

1) *Flowrate cooling water*

2) *Densitas cooling water*

3) *Residence time* (τ)

4) Tinggi Jacket (H_L) = Tinggi gas dalam reaktor

5) *Outside Diameter* (OD)

6) *Volume cooling water* = $\left(\frac{m \cdot \tau}{\rho} \right)$

7) Sehingga, tebal jacket pendingin :

8) $V = \left(\pi D^2 H_L + \frac{1}{24} \pi D^3 \right) - \left(\pi OD^2 H_L + \frac{1}{24} \pi OD^3 \right)$

Tugas Khusus II

ABSORBER DAN STRIPPER

Nama : Sidiq Wijaya Kusuma

NIM : 03031181419148

10.2. Absorber dan Stripper

10.2.1. Pendahuluan

Gas absorption atau absorpsi gas merupakan operasi di mana campuran gas dikontakkan dengan *liquid* yang bertujuan untuk melarutkan satu atau lebih komponen gas sehingga terbentuk larutan gas dalam *liquid*. Pada operasi ini memerlukan perpindahan massa substansi dari aliran gas ke *liquid*. Ketika perpindahan massa terjadi dengan arah berlawanan, misalnya dari *liquid* ke gas, operasi ini disebut *desorption* atau *stripping* (Redjeki, 2013). Contohnya benzen dan toluen dilepaskan dari oil absorpsi dengan mengontakkan larutan *liquid* dan *steam*. Uap akan masuk ke aliran gas dan dibawa keluar, kemudian oil absorpsi dapat digunakan lagi.

a. Sistem Dua Komponen

Bila sejumlah gas tunggal dikontakkan dengan *liquid* yang tidak mudah menguap, yang akan larut sampai tercapai keadaan setimbang, konsentrasi yang dihasilkan dari gas terlarut dalam *liquid* disebut gas solubility pada temperatur dan tekanan yang ditentukan. Pada temperatur tetap, konsentrasi kelarutan akan bertambah dengan kenaikan tekanan. Pada umumnya kelarutan gas akan menurun jika temperatur dinaikkan.

b. Sistem Multikomponen

Bila campuran gas dikontakkan dengan *liquid* pada kondisi tertentu, kelarutan setimbang gas akan tidak saling mempengaruhi. Kelarutan gas tersebut dinyatakan dalam tekanan parsial dalam campuran gas. Bila campuran gas ada yang sukar larut, maka kelarutan gas ini tidak mempengaruhi kelarutan gas yang mudah larut. Pada beberapa komponen dalam campuran gas mudah larut dalam

liquid, kelarutan masing-masing gas tidak saling mempengaruhi karena sifat liquid, ini hanya terjadi pada larutan ideal.

10.2.2. Jenis – Jenis Tower pada Absorber dan Stripper

1) Tray Tower

Tray tower merupakan tower silinder vertikal dimana liquid dan gas dikontakkan melalui *stage – stage* secara berlawanan. Liquid masuk melalui top kolom kemudian turun karena adanya gaya gravitasi. Pada saat ini liquid mengalir melalui tray – tray. Jumlah stage pada tower ditentukan dari material balance dan pertimbangan kesetimbangan, efisiensi *stage* dan jumlah tray sebenarnya ditentukan oleh desain mekanis dan kondisi operasi. Diameter tower tergantung pada jumlah liquid dan gas yang mengalir di dalam tower per unit waktu.

a. Buble Cap Tray

Tray ini telah digunakan selama 150 tahun, dimana fase gas naik melalui batang (*riser*) menuju bubble cap dan liquid ditekan untuk melewati gas melalui lubang – lubang didalam tutup (*cap*). Sebagai gelembung, gas didispersikan naik melalui liquid pada tray.

b. Sieve Tray

Sieve tray hamper sama dengan bubble cap tray, tetapi sieve tray ini lebih murah. Tray ini berbentuk horizontal yang penuh dengan lubang – lubang yang dilalui liquid, gas naik melalui lubang – lubang itu kemudian didispersikan membentuk liquid dengan buih – buih yang turbulen.

c. Valve Tray

Adalah tower dengan ukuran diameter besar (35 mm – 40 mm) lubang – lubang ditutup dengan tutup yang dapat digerakkan, dimana tutup ini akan naik jika flow rate bertambah, pada flow rate gas yang rendah tutup initerbuka kecil. Pada flow rate gas yang tinggi pressure drop rendah, tetapai tidak serendah sieve tray.

d. Dual Flow Tray

Adalah sieve tray yang tidak mempunyai down comer. Pada tray ini liquid secara kontinyu turun seperti hujan melalui lubang, oleh karena itu

effisiensinya rendah. Dual flow tray mempunyai kapasitas yang besar, diameternya besar > 8 ft tetapi efisiensi lebih rendah dari jenis tray lain.

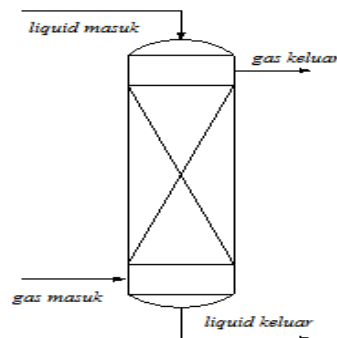
Tabel 10.1. Perbandingan Tray

Tipe	Sieve Tray	Valve Tray	Bubble Cap Tray	Dual Flow Tray
Kapasitas	Tinggi	Sangat tinggi	Cukup tinggi	Sangat tinggi
Effisiensi	Tinggi	Tinggi	Cukup tinggi	Lebih tinggi
Biaya	Murah	Tinggi	Tinggi	Murah
Pressure Drop	Sedang	20% > sieve	2 -3 kali sieve	Tinggi
Pemeliharaan	Rendah	Sedang	Besar	Rendah
Fouling	25%	Sedang	5%	Sangat kecil
Efek korosi	-	Rendah	-	-
Pemasaran	Sedang	Rendah	Rendah	Cukup

(Sumber: Redjeki, 2013)

2) Packed Tower

Packed tower adalah kolom vertikal yang diisi dengan *packing* atau alat yang memperbesar luas permukaan, *packed tower* ini digunakan untuk mengontakkan *liquid* dan gas baik secara berlawanan (*counter current flow*) maupun searah (*cocurent flow*). *Liquid* didistribusikan kemudian turun melalui *packed bed* untuk dikontakkan dengan gas.



Gambar 10.2. Packed Column

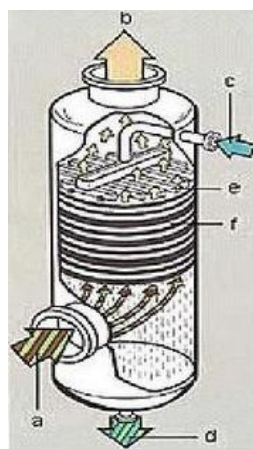
(Sumber: Redjeki, 2013)

Alat ini terdiri dari suatu kolom silinder atau tower yang dilengkapi dengan: gas *inlet* dan *distributing space* pada bagian bawah, *liquid inlet* dan distributor pada bagian atas, gas dan *liquid outlet* pada bagian atas dan bawah, *supported mass of inert solid shapes* yang disebut *tower packing*. *Inlet liquid*, yang merupakan pelarut murni atau *dilute solution* terlarut dalam pelarut, disebut *weak liquor*. *Liquid* yang mengandung gas mengalir ke bagian bawah *tower*, disebut *strong liquor*. Pada tipe *packed column* ini dibagian dalamnya terdapat *packing*, *packing* harus memiliki sifat-sifat (Redjeki, 2013), sebagai berikut:

- a) Menghasilkan luas interfisial antara *liquid* dan gas yang besar, luas daerah *packing* per unit volume dari jarak a_p harus lebih besar tetapi tidak dalam ukuran mikroskopik.
- b) Secara kimia bersifat inert.
- c) Mempunyai susunan material yang kuat.
- d) Biaya rendah.
- e) Void volume, fraksi daerah yang kosong dalam *packed bed* harus luas.

Struktur yang terdapat pada *packed column* dibagi menjadi tiga bagian yaitu:

- 1) Bagian atas: *Spray* menyebar pelarut dan mengubah gas input menjadi cair.
- 2) Bagian tengah: *Packing* untuk memperluas permukaan sentuh sehingga mudah untuk diabsorpsi.
- 3) Bagian bawah: Input gas sebagai tempat masuknya gas ke dalam *column*.



Gambar 10.3. Bagian *Packed Column*

(Sumber: Redjeki, 2013)

Keterangan :

- | | |
|------------------|--------------------------------|
| (a) input gas | (d) hasil absorpsi |
| (b) gas keluaran | (e) disperser (<i>spray</i>) |
| (c) pelarut | (f) <i>packing</i> |

Ada dua tipe *packing* yang dapat digunakan pada absorber dan stripper tipe *packed column* antara lain:

1) *Random Packing*

Packing ini disusun ke dalam tower secara acak, material yang sering digunakan seperti batu, kerikil, atau gumpalan batu arang yang siap tersedia tetapi meskipun tidak mahal tetapi *packing* ini area permukaannya kecil dan sedikit aliran fluida. *Random packing* sering digunakan saat ini.

Ada beberapa jenis *random packing* :

a) Rasching Ring

Pertama kali ditemukan oleh Dr. Rasching di Jerman 1907, *packing* yang paling tua, paling murah dan paling sering digunakan. Tinggi ring selalu sama dengan diameternya dan tebal dinding ditentukan oleh konstruksi materialnya. Ukuran rasching ring $\frac{1}{4}$ in – 2 in dan biasanya di dalam tower tersusun secara acak. Rasching ring tersedia dengan bahan keramik dan logam.



Gambar 10.4. *Rasching Ring*

(Sumber: Distantina, 1988)

b) Lessing Ring

Penambahan sekat pada bagian tengah dari rasching ring membentuk lessing ring untuk menambah luas permukaan. Lessing ring tersedia dalam bahan porselin dan logam.

c) Berl saddle

Tipe umum dari *packing saddle*. Daerah yang bebas gas sedikit dari pada rasching ring dan lessing ring, tetapi bentuk aerodinamisnya lebih baik,

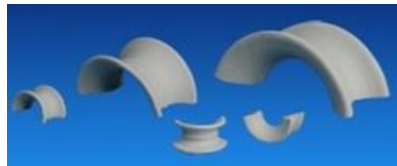
pressure drop lebih rendah dan kapasitas lebih besar dari pada rasching ring dan lessing ring. Bahan yang sering digunakan adalah keramik atau porselin.



Gambar 10.5. *Berl Saddle*
(Sumber: Distantina, 1988)

d) Intalox Saddle

Bentuk berl saddle yang dimodifikasi menjadi intalox saddle, *packing* ini dapat mencegah terjadinya genangan *liquid* dan dapat menangkap gelembung gas. Factor ini menyebabkan kapasitas efisiensi lebih besar dan pressure drop lebih rendah dari pada berl saddle.



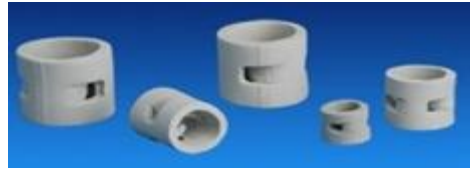
Gambar 10.6. *Intalox Saddle*
(Sumber: Distantina, 1988)

e) Super Intalox

Bagian dari intalox saddle yang rata dibentuk berlekuk-lekuk membentuk super intalox. Tipe ini mempunyai area yang lebih terbuka untuk uap naik, kapasitas dan effisiensinya lebih besar dibandingkan dengan intalox saddle. Super intalox tersedia dengan bahan keramik dan plastic.

f) Pall Ring

Pall ring yang dindingnya diberi lubang dan bagian dalamnya terdapat tutup seperti kipas dan memiliki kapasitas dan effisiensi yang lebih besar dan pressure drop yang lebih rendah dari pada jenis *packing* yang lain. Tersedia dalam bahan keramik, logam, dan plastic.



Gambar 10.7. *Pall Ring*

(Sumber: *Distantina, 1988*)

2) *Regular Packing*

Regular packing mempunyai beda tekanan gas yang rendah, kemungkinan flowrate fluidanya baik, biasanya lebih mahal dari *random packing*. Stacked rasching ring secara ekonomi dalam prakteknya digunakan untuk area berukuran luas. Jenis *packing* lainnya seperti *expended metal packing*. Jenis wood grids yang tidak mahal dan lebih sering digunakan dimana volume kosongnya yang besar diperlukan.

Secara umum, semakin besar ukuran *packing* maka ukuran kolom yang digunakan harus disesuaikan. Ukuran *packing* kecil lebih mahal dari pada yang berukuran besar. Ukuran *packing* yang terlalu besar dikolom yang kecil dapat menyebabkan pendistribusian *liquid* yang jelek. Parameter pembanding memilih *packed column* dibanding *tray column*, yaitu:

- a) *Pressure drop gas*
Packed tower mempunyai pressure drop yang lebih rendah dari pada *tray tower*.
- b) *Liquid Hold-up*
Packed tower memiliki *liquid hold-up* yang kecil, hal ini penting dimana *liquid* turun sesuai dengan tinggi temperature dan singkatnya waktu tinggal.
- c) *Liquid / Gas Rasio*
Apabila sangat rendah dapat digunakan *tray tower*, jika sangat tinggi dapat digunakan *packed tower*.
- d) *Side Stream*
Dapat dihilangkan dengan *tray tower*.
- e) *Foaming system*
Packed tower beroperasi sedikit gelembung gas.

f) Korosi

Packed tower paling sedikit terjadi korosi oleh karena itu lebih murah.

g) *Cleaning* dan Biaya

Jika tujuan utama operasi absorpsi untuk menghasilkan larutan spesifik maka zat terlarut dikhususkan dengan hasilnya. Jika tujuan utama untuk melepaskan komponen dari gas, beberapa pilihan mungkin dilakukan.

Berikut sifat yang penting dalam menentukan pelarut untuk absorpsi (Samsudin, 2015):

1) Kelarutan Gas

Kelarutan gas yang tinggi, menambah laju absorpsi dan mengurangi jumlah solvent yang diperlukan. Secara umum, pelarut zat kimia di mana solute diabsorpsi akan menghasilkan kelarutan yang baik. Reaksi kimia solvent dengan solute akan menghasilkan kelarutan gas yang sangat besar, tetapi solvent digunakan lagi setelah direcover, reaksi harus reversible.

2) Volatility

Solvent seharusnya mempunyai tekanan uap yang rendah karena gas yang meninggalkan operasi absorpsi saturasi dengan solvent. Jika *liquid* sedikit volatil dapat digunakan untuk merecover zat yang teruapkan.

3) Corrosiveness

Konstruksi material yang diperlukan pada peralatan jangan yang langka atau mahal.

4) Cost

Solvent seharusnya murah sehingga biaya bukan pada solvent saja, dan seharusnya mudah didapat.

5) Viscosity

Viskositas yang rendah dipersiapkan untuk laju absorpsi yang rendah, penurunan tekanan yang rendah pada pemompaan serta karakteristik perpindahan massa yang baik.

6) Miscellaneous

Solvent jika mungkin seharusnya *non-toxic*, tidak mudah terbakar dan stabil serta mempunyai titik beku yang rendah.

Persyaratan kontak antara *liquid* dan gas merupakan persyaratan yang paling sulit dicapai, terutama pada tower yang besar. Secara ideal, terdistribusi dari top *packing*, mengalir dalam bentuk film tipis dari seluruh permukaan *packing* turun ke bawah tower. Sebenarnya film tersebut, cenderung menebal pada beberapa tempat dan menipis di tempat lain, sehingga *liquid* itu mengumpul menjadi arus-arus kecil dan mengalir melalui lintas-lintas tertentu dalam *packing*. Lebih-lebih pada laju aliran rendah, sebagian besar permukaan mungkin kering atau sedikitnya diliputi oleh film stagnant *liquid*. Efek ini disebut sebagai channelling dan merupakan penyebab utama dari unjuk kerja yang kurang memuaskan pada menara berukuran besar (Samsudin, 2015).

Pada *packed column* yang berisi *packing* tertentu dan yang dialiri dengan aliran *liquid* tertentu, terdapat suatu batas atas bagian aliran gas. Kecepatan gas yang berhubungan dengan batas ini disebut flooding velocity. Besarnya dapat ditentukan dengan memeriksa hubungan antara penurunan tekanan melalui permukaan *packing*, dengan laju aliran gas atau dengan mengamati hold up *liquid*, serta dari penampilan visual *packing* tersebut. Diameter *packing* absorbtion tower bergantung pada jumlah gas dan *liquid* yang akan diproses, sifat-sifatnya serta ratio antara aliran satu dengan yang lainnya. Ketinggian tower, dan karena itu total volume *packing*, bergantung pada tingkat perubahan konsentrasi dan pada perpindahan massa per satuan volume *packed*.

Pada saat gas yang kaya diumpan ke absorption tower, maka temperatur dalam tower berubah secara menyolok dari bottom ke top. Panas absorpsi solute meningkatkan temperatur larutan, tetapi penguapan solvent cenderung menurunkan temperatur. Biasanya, semua pengaruh merupakan kenaikan temperatur *liquid*, tetapi kadang-kadang temperatur bergerak menjadi maksimum pada bottom colom. Laju absorpsi bisa dinyatakan dalam empat cara yang berbeda (Samsudin, 2015), yaitu:

1) Koefisien individual

- 2) Koefisien menyeluruh atas dasar fase gas atau *liquid*
- 3) Koefisien Volumetrik
- 4) Koefisien per satuan luas

Pada kebanyakan perhitungan yang digunakan koefisien volumetrik, karena koefisien per satuan luas lebih sulit menentukannya dan juga karena tujuan perhitungan rancang ialah menentukan volume total instalasi penyerap.

Perhitungan ukuran stripper dengan tipe *packed column*, satu faktor yang sangat penting adalah nilai koefisien transfer atau tinggi unit transfer. Sementara itu kecepatan aliran total gas dan cairan akan ditentukan oleh proses, hal ini penting untuk menentukan aliran yang cocok per unit area yang melalui *column*. Aliran gas dibatasi dengan tidak boleh melebihi kecepatan pemisahan, dan akan ada hasil drop jika kecepatan cairan sangat rendah. Hal ini sangat cocok untuk menguji pengaruh kecepatan aliran gas dan cairan pada koefisien transfer.

Pada kenyataannya proses stripper juga dipengaruhi oleh beberapa variabel lain, seperti temperatur, tekanan dan *diffusivity*. Pada suatu stripper biasanya dilengkapi dengan suatu *compressor* atau pompa vakum yang berfungsi untuk mengalirkan gas atau udara sehingga aliran gas tersebut menyerap gas yang terdapat di *liquid* yang akan dipisahkan dari aliran gasnya. Terdapat 2 macam stripper (Samsudin, 2015), yaitu :

- 1) Stripper dengan Injeksi *Steam*

Injeksi *steam* pada striper jenis ini bertujuan untuk menurunkan tekanan partial diatas permukaan cairan, sehingga fraksi ringan yang terikut ke dasar kolom stripper akan lebih mudah menguap dan kembali ke kolom fraksinasi.

- 2) Stripper dengan Reboiler

Pemanasan kembali pada bottom kolom stripper jenis ini bertujuan agar terjadinya penguapan. Uap dalam reboiler mempunyai Specific Gravity (SG) yang lebih rendah dari pada SG cairan di dasar stripper, cairan di dasar stripper akan mendorong uap kembali ke stripper dan seterusnya menguap kembali ke kolom fraksinasi. Stripper dengan reboiler ada dua macam:

a) Stripper dengan Dapur Reboiler

Reboiler jenis ini banyak digunakan. Bentuknya seperti dapur yang berfungsi untuk memanaskan fluida cair dari dasar stripper yang masih banyak mengandung fraksi-fraksi ringan yang tidak dikehendaki. Dengan bantuan pompa cairan dilewatkan melalui dapur dan dipanaskan sampai suhu tertentu, sehingga fraksi ringan yang tidak dikehendaki didalam produk akan teruapkan melalui puncak stripper. Dengan menguapkan fraksi ringan maka produk dari dasar stripper flash pointnya akan naik.

b) Stripper dengan Thermosiphon Reboiler

Reboiler jenis ini berbentuk seperti alat penukar panas yang terdiri dari *shell and tube* dan banyak digunakan pada unit yang mempunyai produk dengan temperatur yang masih tinggi sehingga panasnya dimanfaatkan sebagai reboiler stripper. Prinsip kerja reboiler ini bekerja atas dasar perbedaan *specific gravity* yaitu dengan adanya pemanasan dari media pemanas cairan yang ada pada dasar stripper. Cairan yang lebih panas mempunyai *specific gravity* lebih kecil, sehingga cairan pada dasar stripper mendesak cairan yang berbeda pada alat penukar panas kembali ke stripper, sehingga terjadi aliran pada alat penukar panas tersebut. Dengan adanya aliran tersebut, fraksi ringan yang masih terkandung didasar stripper akan naik dan menguap melalui puncak stripper. Dengan demikian produk yang diambil dari dasar stripper diharapkan sudah sesuai dengan spesifikasinya.

10.2.3. Bagian Packed Column

Absorber dan stripper dengan tipe *packed column* memiliki bagian-bagian(Samsudin, 2015), antara lain:

1) *Tower Shell*

Tower shell ini dapat dibuat dari kayu, logam, *ceramic*, *glass*, dan plastik. Semua material ini ditentukan tergantung dari kondisi operasi.

2) *Packing Support*

Daerah yang terbuka pada bottom *packing* penting untuk membuat distribusi gas yang baik menuju *packing*, dengan konsekuensinya *packing* harus ditahan diatas area yang terbuka. *Packing support* ini tentu saja harus cukup kuat untuk menahan *packing* yang beratnya setinggi *packing* dan harus mempunyai area bebas untuk mengalirkan *liquid* dan gas dengan batasan minimum.

3) *Distributor Liquid*

Peralatan distribusi *liquid* yang biasanya digunakan misalnya pipa berlubang biasanya untuk tower berukuran kecil, untuk tower berukuran besar ($d > 1,2 \text{ m} = 4 \text{ ft}$) distributornya digunakan weir through *liquid* distributor.

4) *Packing Restrainers*

Digunakan untuk menahan *packing* dari top packed bed dimana dengan kecepatan gas tinggi akan terdorong ke atas. Untuk *packing* berat seperti ceramic, plate batang, restrainers diletakkan secara bebas pada top tower, sedangkan untuk packed ringan seperti plastic restrainers diletakkan menempel pada shell tower.

5) *Flooding dan Loading*

Kondisi flooding pada *random packing* tergantung pada metode dari *packing* (basah atau kering) dan pemilihan *packing*. Absorber dan stripper di desain untuk *pressure drop* $200 - 400 \text{ N/m}^2$ per meter tinggi *packed*. Pada tekanan atmosferik di desain $400 - 600 \text{ N/m}^2$ per meter, dan kondisi pada keadaan vakum $8 - 80 \text{ N/m}^2$ per meter, kecepatan flooding untuk *regular packing* lebih baik daripada untuk *random packing*.

10.2.4. Larutan Ideal

Fase *liquid* dapat dikatakan ideal, jika kita bisa menentukan kesetimbangan tekanan parsial dari gas dalam *liquid*. Ada empat ciri-ciri larutan ideal, yaitu:

- 1) Interaksi molekul zat terlarut diabaikan.
- 2) Volume zat terlarut bervariasi secara linier dengan komposisi.

- 3) Tidak terjadi penyerapan maupun pelepasan panas dalam pencampuran.
- 4) Tekanan uap total larutan bervariasi secara linier dengan komposisi yang dinyatakan dalam fraksi mol.

Pada kenyataannya tidak ada larutan yang ideal. Keadaan ideal terjadi jika molekul memiliki ukuran, struktur, sifat kimia dan dalam organik adanya isomer yang sama. Menurut hukum Raoult, ketika campuran gas berada dalam kesetimbangan dengan larutan ideal selalu diikuti dengan hukum gas ideal, tekanan parsial P^* komponen A dalam larutan sama dengan tekanan uap produk P pada temperatur yang sama dengan fraksi mol dalam larutan (x).

10.2.5. Contoh Perhitungan untuk Absorber dan Stripper

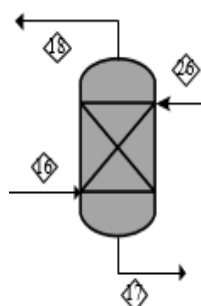
Langkah-langkah dalam menghitung design dari absorber antara lain yaitu:

- a. Tentukan data properties dari umpan yang akan masuk kedalam absorber baik yang berfase gas maupun liquid.
- b. Menentukan diameter dari tower dengan rumus yang terdapat dibuku Treyball.
- c. Menentukan hold up dari liquid yang ada didalam tower absorber.
- d. Menentukan interfacial area yang terjadi didalam tower absorber.
- e. Menentukan ruang kosong antar packing (Operating Void Space dalam Packing)
- f. Menentukan koefisien fase gas (F_G), koefisien fase liquid (K_L) dan koefisien volumetrik.
- g. Menentukan tinggi transfer unit dan number transfer of unit.
- h. Menentukan Tinggi *Packing* (Z), *Head Packing*, dan Tinggi Absorber
- i. Menentukan nilai pressure drop yang terjadi didalam tower absorber.
- j. Menentukan tebal dari dinding tower absorber.

Berikut ini adalah contoh perhitungannya:

Tipe : *Packed Tower*

Gambar :



Data yang dipersiapkan untuk gas masuk antara lain:

Laju alir massa, G'	: satuan (kg/jam atau kg/s)
Viskositas, μ_G	: satuan (kg/ms)
Densitas, ρ_G	: satuan (kg/m ³)
Difusivitas, D_G	: satuan (m ² /s)
BM rata-rata	: satuan (g/mol atau kg/kmol)

Data yang dipersiapkan untuk liquid masuk antara lain:

Laju alir massa, L'	: satuan (kg/jam atau kg/s)
Viskositas, μ_L	: satuan (kg/ms)
Densitas, ρ_L	: satuan (kg/m ³)
Difusivitas, D_L	: satuan (m ² /s)
BM rata-rata	: satuan (g/mol atau kg/kmol)
<i>Surface tension</i>	: satuan (dyne/cm atau N/m)

Dari Tabel 6.4 Mass Transfer Operations, Robert E Treybal, 1980, diperoleh data pemilihan jenis packing yang dibutuhkan, sebagai contoh dipilih :

Jenis *Packing* = *Ceramic Raschig Ring*

Nominal size = 2 in = 50 mm

Table 6.4 Interfacial area for absorption and desorption, aqueous liquids†

For conditions below loading, $a_{AW} = m(808G'/\rho_G^{0.5})L'^n$; use only for SI units: L' and G' kg/m² · s [or (lb/h ft²)(0.001356)] and ρ_G kg/m³ [or (lb/ft³)(16.019)]; $a_{AW} = \text{m}^2/\text{m}^2$; divide by 3.281 for ft²/ft²; the original data cover L' up to 6.1 kg/m² · s (4500 lb/ft² · h); extrapolation to $L' = 10.2 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (7500 lb/ft² · h) has been suggested [107]

Packing	Nominal size		Range of L'		m	n	p
	mm	in	kg/m ² · s	lb/ft ² · h			
Raschig rings	13	0.5	0.68–2.0	500–1500	28.01	0.2323 $L' - 0.30$	-1.04
			2.0–6.1	1500–4500	14.69	0.01114 $L' + 0.148$	-0.111
	25	1	0.68–2.0	500–1500	34.42	0	0.552
			2.0–6.1	1500–4500	68.2	0.0389 $L' - 0.0793$	-0.47
	38	1.5	0.68–2.0	500–1500	36.5	0.0498 $L' - 0.1013$	0.274
2.0–6.1			1500–4500	40.11	0.01091 $L' - 0.022$	0.140	
50	2	0.68–2.0	500–1500	31.52	0	0.481	
		2.0–6.1	1500–4500	34.03	0	0.362	
Berl saddles	13‡	0.5‡	0.68–2.0	500–1500	16.28	0.0529	0.761
			2.0–6.1	1500–4500	25.61	0.0529	0.170
	25§	1§	0.68–2.0	500–1500	52.14	0.0506 $L' - 0.1029$	0
			2.0–6.1	1500–4500	73.0	0.0310 $L' - 0.0630$	-0.359
38§	1.5§	0.68–2.0	500–1500	40.6	-0.0508	0.455	
		2.0–6.1	1500–4500	62.4	0.0240 $L' - 0.0996$	-0.1355	

† Data of Shulman, et al. [107].

‡ For $G' < 1.08 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ (800 lb/ft² · h) only. For higher values, see Shulman, *AIChE J.*, 1, 253 (1955), figs. 16 and 17.

§ It has been shown that constants for $L' = 0.68$ to 2.0 may apply over the range $L' = 0.68$ to 6.1 [99]. This may reflect some change in the shape of the packing over the years.

Dari Tabel 6.3 diperoleh data karakteristik dari jenis random packing yang diinginkan, sebagai contoh didapatkan data antara lain:

Table 6.3 Characteristics of random packings†

Packing	Nominal size, mm (in)										
	6 (½)	9.5 (¾)	13 (1)	16 (5/8)	19 (¾)	25 (1)	32 (1½)	38 (1½)	50 (2)	76 (3)	89 (3½)
Raschig ring											
Ceramic:											
Wall thickness, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
C_D			909	749	457	301		181.8	135.6		
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal:											
0.8-mm wall:											
C_f	700	390	300	170	155	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (236)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6-mm wall:											
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32	
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5		
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	103 (31.4)	68 (20.6)	

Pada jenis random packing dengan *Wall Thickness* sebesar 6 mm diperoleh data dari tabel:

$$C_f = 65$$

$$C_D = 135,6$$

$$\epsilon = 0,74$$

$$a_p = 92 \text{ m}^2/\text{m}^3 = 28 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$$

$$m = 31,52$$

$$n = 0$$

$$p = 0,481$$

$$d_s = 0,0725 \text{ m}$$

1) Menentukan Diameter Tower (Dt)

Guna menentukan diameter tower absorber, diketahui berapa jumlah *liquid* yang masuk dan meninggalkan absorber dengan satuan kg/jam atau kg/s.

Dari Grafik 6.34 Mass-Transfer Operations-Robert E Treybal :

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad \dots(\text{Treybal, 1980, hal. 195})$$

Dengan menarik garis lurus nilai $\frac{L'}{G'} \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0.5}$ ke garis *pressure drop* gas pada 400 (N/m²) per meter *packed depth*, maka didapatkan nilai ordinat dengan persamaan $\frac{G^2 C_f \mu_L^{0.1} J}{\rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c}$

Kemudian menentukan nilai G' dengan rumus dibawah ini

$$G' = \left[\frac{0,078 \rho_G (\rho_L - \rho_G) g_c}{C_f \mu_L^{0.1} J} \right]^{0.5} \quad \dots(\text{Treybal, 1980, hal. 201})$$

dimana, dimisalkan $J = 1$ dan $g_c = 1$

$$G' = \text{kg/m}^2\text{s}$$

Kemudian menentukan nilai dari *Tower Cross Sectional Area*, A

$$A = \frac{G}{G'} = \frac{\text{kg/s}}{\text{kg/m}^2\text{s}} = \text{m}^2$$

Setelah mendapatkan data *tower cross sectional area* (A), kemudian dapat menentukan *Diameter Tower* (Dt) dengan rumus sebagai berikut:

$$D_t = \left(\frac{4A}{\pi} \right)^{0.5} = \text{m} \quad \text{Jari-jari, } r = \text{m}$$

Grafik 6.34 flooding and pressure drop in random packed tower digambarkan seperti dibawah

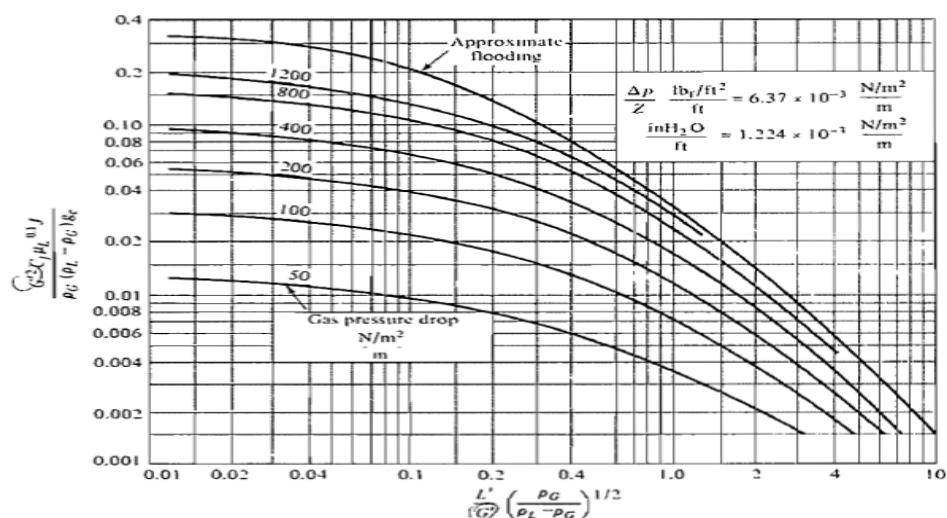


Figure 6.34 Flooding and pressure drop in random-packed towers. For SI units $g_c = 1$, C_f from

2) Menentukan Hold up

Guna mendesain sebuah kolom absorber maupun stripper, diperlukan untuk menentukan Hold up. Dimana sebelumnya dicari nilai Sc_L dan Sc_G yang akan digunakan dalam mencari koefisien fase gas (F_G) dan fase liquid (F_L), rumus untuk fase liquid (Sc_L) antara lain:

$$Sc_L = \frac{\mu_L}{\rho_L D_L} \quad \dots(\text{Treybal, 1980, hal. 205})$$

Dimana rumus untuk fase gas (Sc_G) antara lain:

$$Sc_G = \frac{\mu_G}{\rho_G D_G} \quad \dots(\text{Treybal, 1980, hal. 205})$$

Kemudian mencari nilai L' yang diperoleh dari data properti umpan fase liquid

$$\begin{aligned} L' &= \frac{\text{mass flowrate liquid (kg/s)}}{\text{tower cross sectional area (m}^2\text{)}} \\ &= \text{kg/m}^2\text{s} \end{aligned}$$

Dari Tabel 6.5, Treybal, diperoleh data liquid hold up didalam packed tower, sebagai contoh untuk $\mu_L < 0,012$, dan $d_s = 0,0725$ m, maka didapat data:

Table 6.5 Liquid holdup in packed towers

$\Phi_{L'} = \Phi_{L_o} + \Phi_{L_s}$ $\Phi_{L'W} = \Phi_{L_oW} + \Phi_{L_sW}$ $\Phi_{L'o} = \Phi_{L'oW}H$ Use only SI units: L' in $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s} = (\text{lb/ft}^2 \cdot \text{h})(0.001356)$;
 ρ_L in $\text{kg/m}^3 = (\text{lb/ft}^3)(16.019)$; μ_L in $\text{kg/m} \cdot \text{s} = \text{cP}(0.001)$; σ in $\text{N/m} = (\text{dyn/cm})(0.001)$; ϕ is dimensionless

Packing	Nominal size		d_s , m	Φ_{L_s}	Water, ordinary temperatures	μ_L , $\text{kg/m} \cdot \text{s}$	H
	mm	in					
Ceramic Raschig rings	13	0.5	0.01774	$\frac{0.0486 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.99}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508 d_s^{0.376}$	<0.012	$\frac{975.7 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (2.024 L'^{0.430} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0356		$\Phi_{L'W} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	38	1.5	0.0530				
	50	2	0.0725		$\Phi_{L'W} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_s^2}$	>0.012	
Carbon Raschig rings	25	1	0.01301	$\frac{0.0237 \mu_L^{0.02} \sigma^{0.23}}{d_s^{1.21} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.104 d_s^{0.376}$	<0.012	$\frac{407.9 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (1.393 L'^{0.315} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.1737 - 0.262 \log L'}$
	38	1.5	0.0543		$\Phi_{L'W} = \frac{5.94 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	50	2	0.0716				
					$\Phi_{L'W} = \frac{(7.34 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_s^2}$	>0.012	
Ceramic Berl saddles	13	0.5	0.31622	$\frac{4.23 \times 10^{-3} \mu_L^{0.04} \sigma^{0.55}}{d_s^{1.56} \rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508 d_s^{0.376}$	<0.020	$\frac{1404 L'^{0.57} \mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84} (3.24 L'^{0.413} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0.073} \right)^{0.2817 - 0.262 \log L'}$
	25	1	0.0320		$\Phi_{L'W} = \frac{5.014 \times 10^{-5}}{d_s^{1.56}}$		
	38	1.5	0.0472				
					$\Phi_{L'W} = \frac{(2.32 \times 10^{-6})(737.5 L')^\beta}{d_s^2}$	>0.020	

Berdasarkan tabel 6.5 diatas, diperoleh rumus dalam menentukan hold up untuk jenis packing raschig ring antara lain:

- $\beta = 1,508 \times d_s^{0,376}$
- $\Phi_{LSW} = \frac{2,47 \times 10^{-4}}{(d_s)^{1,21}}$
- $\Phi_{LTW} = \frac{(2,09 \times 10^{-6})(737,5 \times L')^\beta}{d_s^2}$

dimana

$$\Phi_{LOW} = \Phi_{LTW} - \Phi_{LSW} \quad \dots \text{(Pers. 6.68, Treybal, 1980)}$$

$$d. \quad H = \frac{975,7 L'^{0,57} \mu_L^{0,13}}{\rho_L^{0,84} (2,024 L'^{0,43} - 1)} \left(\frac{\sigma}{0,073} \right)^{0,1737 - 0,262 \log L'}$$

$$e. \quad \Phi_{LO} = \Phi_{LOW} \times H$$

$$f. \quad \Phi_{LS} = \frac{0,0486 \times \mu_L^{0,02} \times \sigma^{0,99}}{d_s^{1,21} \rho_L^{0,37}}$$

dimana

$$\Phi_{L_t} = \Phi_{L_O} + \Phi_{L_S}$$

... (Pers. 6.69, Treybal, 1980)

3) Menentukan *Interfacial Area*

Setelah memperoleh nilai dari L' , selanjutnya dari Tabel 6.4, Treybal, diperoleh nilai dari m , n dan p . Sebagai contoh $m = 31,25$; $n = 0$; $p = 0,481$

Table 6.4 Interfacial area for absorption and desorption, aqueous liquids†
 For conditions below loading, $a_{AW} = m(808 G' / \rho_G^{0.5})^n L'^p$; use only for SI units: L' and G' $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ [or $(\text{lb/h ft}^2)(0.001356)$] and ρ_G kg/m^3 [or $(\text{lb/ft}^3)(16.019)$]; $a_{AW} = \text{m}^2/\text{m}^2$; divide by 3.281 for ft^2/ft^2 ; the original data cover L' up to $6.1 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($4500 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$); extrapolation to $L = 10.2 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($7500 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$) has been suggested [107]

Packing	Nominal size		Range of L'		m	n	p
	mm	in	$\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$	$\text{lb/ft}^2 \cdot \text{h}$			
Raschig rings	13	0.5	0.68–2.0	500–1500	28.01	$0.2323 L' - 0.30$	-1.04
			2.0–6.1	1500–4500	14.69	$0.01114 L' + 0.148$	-0.111
	25	1	0.68–2.0	500–1500	34.42	0	0.552
			2.0–6.1	1500–4500	68.2	$0.0389 L' - 0.0793$	-0.47
	38	1.5	0.68–2.0	500–1500	36.5	$0.0498 L' - 0.1013$	0.274
			2.0–6.1	1500–4500	40.11	$0.01091 L' - 0.022$	0.140
50	2	0.68–2.0	500–1500	31.52	0	0.481	
		2.0–6.1	1500–4500	34.03	0	0.362	
Berl saddles	13‡	0.5‡	0.68–2.0	500–1500	16.28	0.0529	0.761
			2.0–6.1	1500–4500	25.61	0.0529	0.170
	25§	1§	0.68–2.0	500–1500	52.14	$0.0506 L' - 0.1029$	0
			2.0–6.1	1500–4500	73.0	$0.0310 L' - 0.0630$	-0.359
	38§	1.5§	0.68–2.0	500–1500	40.6	-0.0508	0.455
		2.0–6.1	1500–4500	62.4	$0.0240 L' - 0.0996$	-0.1355	

† Data of Shulman, et al. [107].
 ‡ For $G' < 1.08 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ($800 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{h}$) only. For higher values, see Shulman, *AIChE J.*, 1, 253 (1955), figs. 16 and 17.
 § It has been shown that constants for $L' = 0.68$ to 2.0 may apply over the range $L' = 0.68$ to 6.1 [99]. This may reflect some change in the shape of the packing over the years.

Setelah mendapat data m kemudian disubstitusi ke rumus

$$a_{AW} = m \left(\frac{808 G'}{\rho_G^{0,5}} \right)^n L'^p$$

= satuan (m²/m³) , rumus Interfacial area seperti dibawah ini

$$a_A = a_{AW} \frac{\Phi_{LO}}{\Phi_{LOW}} \quad \dots(\text{Pers. 6.73, Treybal, 1980})$$

= satuan (m²/m³)

4) *Operating Void Space dalam Packing*

Langkah selanjutnya adalah menentukan operating void space antar packing, sebagai contoh dimisalkan ε adalah 0,74, kemudian nilai ini disubstitusi ke persamaan dibawah ini dan nilai Φ_{LT} yang telah didapat sebelumnya.

$$\varepsilon_{LO} = \varepsilon - \Phi_{LT} \quad \dots(\text{Pers. 6.71, Treybal, 1 141})$$

5) *Koefisien Fase Gas, F_G*

Langkah selanjutnya menentukan koefisien fase gas (F_G) dengan persamaan rumus sebagai berikut:

$$\frac{F_G S_{CG}^{2/3}}{G} = 1,195 \left[\frac{ds G'}{\mu_G (1 - \varepsilon_{LO})} \right]^{-0,36} \quad \dots(\text{Pers. 6.70, Treybal, 1980})$$

Kemudian kita dapat mencari nilai dari G dengan persamaan $G = \frac{G'}{BM}$

Maka setelah itu semua nilai disubstitusikan kedalam rumus dan didapatkan

$$F_G = \text{satuan (kmol/m}^2 \cdot \text{s)}$$

6) *Koefisien Fase Liquid, K_L*

Langkah selanjutnya menentukan koefisien fase liquid (F_L) dengan sebelumnya mencari nilai K_L memakai persamaan rumus sebagai berikut:

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25,1 \left[\frac{ds L'}{\mu_L} \right]^{0,45} S_{CL}^{0,5} \quad \dots(\text{Pers. 6.72, Treybal, 1980})$$

Dimana nilai

$K_L = \text{satuan (kmol/m}^2\text{s)}$, kemudian mencari nilai C (solute concentration) dengan rumus

$$C = \frac{\rho_L}{\text{BM}} \quad (\text{solute concentration})$$

$$F_L = K_L \times C = \text{kmol/m}^2\text{s} \quad (\text{mass transfer coefficient liquid})$$

7) Koefisien Volumetrik

Langkah selanjutnya menentukan koefisien volumetrik dengan rumus sebagai berikut:

$$F_G \times a_A = \text{satuan (kmol/m}^3\text{s)}$$

$$F_L \times a_A = \text{satuan (kmol/m}^3\text{s)}$$

8) Tinggi Transfer Unit, H_{tog}

Langkah selanjutnya menentukan tinggi transfer unit (H_{tog}), sebelumnya diharuskan mencari nilai variabel berikut ini:

142

$$H_{tg} = \frac{G}{F_G \times a_A} = \text{satuan (m)}$$

$$L = \frac{L'}{\text{BM}_{\text{AVG}}} \quad \text{kemudian, substitusikan nilai L pada persamaan berikut}$$

$$H_{tl} = \frac{L}{F_L \times a_A} = \text{satuan(m)}$$

Sebagai contoh dimisalkan pada $T = 40,5997 \text{ } ^\circ\text{C}$, Tekanan parsial senyawa CO_2 adalah 1,9366 bar dan P_t bernilai 10,0691 bar, maka

$$m = \frac{P}{P_t} = \frac{1,9366}{10,0691} = 0,1923 \text{ bar}$$

Setelah mendapatkan nilai dari variabel- variabel diatas, kemudian disubstitusikan kedalam persamaan tinggi transfer unit (H_{tog}) dibawah ini

$$H_{tog} = H_{tg} + \frac{m G H_{tl}}{L} + H_{ig} + \frac{H_{tl}}{A} \quad \dots(\text{Pers. 8.54, Treybal})$$

$$H_{tog} = \text{satuan (m)}$$

Kemudian menentukan nilai dari *Number of Transfer Unit*, N_{tog} dengan persamaan:

$$N_{\text{tog}} = \frac{y_1 - y_2}{(y - y^*)m}$$

dimana :

y_1 = Fraksi mol CO₂ dalam fase gas pada *bottom* kolom

y_2 = Fraksi mol CO₂ dalam fase gas pada *top* kolom

x_1 = Fraksi mol CO₂ dalam fase *liquid* pada *bottom* kolom

x_2 = Fraksi mol CO₂ dalam fase *liquid* pada *top* kolom

$$y_1^* = m \cdot x_1$$

$y_2^* = m \cdot x_2$, persamaan N_{tog} dapat juga ditulis dengan persamaan berikut:

$$N_{\text{tog}} = \frac{y_1 - y_2}{\left[\frac{(y - y^*)_1 - (y - y^*)_2}{\ln \left(\frac{(y - y^*)_1}{(y - y^*)_2} \right)} \right]}$$

143

N_{tog} = koefisien tidak bersatuan

9) Tinggi Packing (Z), Head Packing, dan Tinggi Absorber

Langkah selanjutnya menentukan tinggi dari packing, head packing dan tinggi dari kolom absorber. Berikut ini adalah rumus persamaannya

$$Z = H_{\text{tog}} \times N_{\text{tog}}$$

$$= \text{satuan (m)}$$

$$H = 1/8 D$$

$$= \text{satuan (m)}$$

Kemudian tinggi absorber dapat didapat dengan persamaan $H_{\text{abs}} = Z + 2H$

$$H_{\text{abs}} = \text{satuan (m)}$$

10) Pressure Drop

Langkah selanjutnya setelah mendapatkan tinggi absorber adalah menentukan *pressure drop*. Pertama untuk *packing* yang terbasahi dengan tinggi (z) dalam meter. Sebagai contoh dimisalkan z bernilai 4,9089 meter.

$$\Delta P_1 = P \times Z$$

$$= 400 \text{ (N/m}^2\text{)}/\text{m} \times 4,9089 \text{ m} = 1.963,5431 \text{ N/m}^2 \text{ (untuk tiap m packing)}$$

Kemudian menentukan ΔP_2 yang disebabkan tekanan vapor didalam absorber

$$\frac{\Delta P_2}{z} = C_D \frac{G'^2}{\rho_G}$$

$$\Delta P_2 = \text{satuan (N/m}^2\text{)}$$

Sehingga *Total Pressure Drop* ditentukan dengan persamaan:

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2$$

$$\Delta P = \text{satuan (N/m}^2\text{)}$$

11) Tebal Dinding (t)

Langkah selanjutnya menentukan tebal dinding absorber dengan persamaan sebagai berikut:

$$t = \frac{P \cdot r}{S E - 0,6P} + C \quad \dots(\text{Tabel 4, hal. 537, Peters}) \quad 144$$

Tekanan Design (P) dimisalkan bernilai 10,0691 bar sama dengan 147,9755 psi

Jari-jari dimisalkan 0,9342 m

Working stress yang diizinkan(S) dimisalkan 714,2857 bar ..(hal. 538, Peters)

Korosi yang diizinkan (C) dimisalkan 0,0004921 m ..(Tabel 23.2, Peters)

Efisiensi pengelasan (E) dimisalkan 0,85 ..(hal. 638, Coulson)

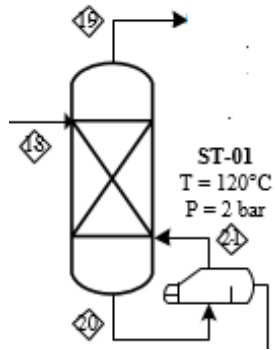
Setelah didapatkan data diatas, kemudian disubstitusikan kedalam persamaan

$$t = \frac{10,0691 \cdot 0,9342}{714,2857 \times 0,85 - 0,6 \times 10,0691} + 0,0004921$$

$$\text{didapatkan } t = 0,0160 \text{ m}$$

Kemudian setelah didapatkan tebal dinding, selanjutnya menentukan outside diameter dengan persamaan $OD = 2 t + D$ dengan t = tebal dinding (m) dan D = diameter dalam absorber (m).

Gambar kolom stripper digambarkan seperti dibawah ini



Perhitungan pada stripper memiliki sistematika yang sama dengan alat absorber sebelumnya.

**BIODATA PENULIS TUGAS AKHIR
JURUSAN TEKNIK KIMIA**

Nama Lengkap	:	Ari Wijaya
NIM/ Tahun Masuk JTK	:	03031181419034 / 2014
Alamat Tinggal	:	Jl. Lematang 3, no. 21, Perumnas Sematang Borang, Palembang
No. Telephone/HP	:	+6287897841958 / +6281273459790 / +6288747227060 / +6289627183327
E-mail	:	ariwijayax3@gmail.com
Alamat Orang Tua	:	Jl. Lematang 3, no. 21, Perumnas Sematang Borang, Palembang
No. Telephone/HP Orang Tua/ Wali	:	+6287897841958
Total Beban SKS ditempuh	:	144
IPK	:	3,33
Score TOEFL terakhir	:	480
Nama Dosen Pembimbing Akademik	:	Prof. Dr. Ir. Hj. Sri Haryati, DEA
Judul Penelitian	:	Pengaruh Jenis Pelarut pada Pembuatan Membran Nilon-Karbon Aktif Terhadap Pemisahan CO ₂ dari Gas Alam
Pembimbing Penelitian	:	Ir. H. Abdullah Saleh, M.S., M. Eng
Tangga Seminar Penelitian	:	26 April 2018
Nama Perusahaan/Lokasi Kerja Praktek	:	PT Pupuk Sriwidjaja Palembang
Tanggal Seminar Pendadaran KP	:	04 Oktober 2017
Tanggal Mulai Menyusun Tugas Akhir	:	15 Desember 2017
Nama Dosen Pembimbing TA	:	Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
Judul Tugas Akhir	:	Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun
Tanggal Sidang Tugas Akhir	:	26 Juli 2018

**BIODATA PENULIS TUGAS AKHIR
JURUSAN TEKNIK KIMIA**

Nama Lengkap	:	Sidiq Wijaya Kusuma
NIM/ Tahun Masuk JTK	:	03031181419148 / 2014
Alamat Tinggal	:	Perum. Tanah Mas Azhar Blok I4 no 12A RT.15 RW.08 Kel.Tanah Mas Kec. Talang Kelapa Km.14 Kab. Banyuasin
No. Telephone/HP	:	+6289662872890
E- mail	:	sidiqwijayakusuma17@gmail.com
Alamat Orang Tua	:	Perum. Tanah Mas Azhar Blok I4 no 12A RT.15 RW.08 Kel.Tanah Mas Kec. Talang Kelapa Km.14 Kab. Banyuasin
No. Telephone/HP Orang Tua/ Wali	:	+6285273089929
Total Beban SKS ditempuh	:	144
IPK	:	3,33
Score TOEFL terakhir	:	477
Nama Dosen Pembimbing Akademik	:	Ir. Pamilia Coniwanti, M.T.
Judul Penelitian	:	Pengaruh Jenis Pelarut pada Pembuatan Membran Nilon-Karbon Aktif Terhadap Pemisahan CO ₂ dari Gas Alam
Pembimbing Penelitian	:	Ir. H. Abdullah Saleh, M.S., M. Eng
Tangga Seminar Penelitian	:	26 April 2018
Nama Perusahaan/Lokasi Kerja Praktek	:	PT Pupuk Sriwidjaja Palembang
Tanggal Seminar Pendadaran KP	:	04 Oktober 2017
Tanggal Mulai Menyusun Tugas Akhir	:	15 Desember 2017
Nama Dosen Pembimbing TA	:	Dr. Ir. H. Syaiful, DEA
Judul Tugas Akhir	:	Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil Merkaptan dari Syn Gas dan Hidrogen Sulfida dengan Kapasitas 36.000 Ton/Tahun
Tanggal Sidang Tugas Akhir	:	26 Juli 2018