Spesifikasi :

- Kapasitas : 0,15981 m^3.
- Bahan : Stainless steel SA 167
- Diameter : 0,472621 m.
- Tinggi : 1,417864 m.
- Tebal shell : 0,1875 inci.
- Tebal head : 0,875 inci.

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 12657,09

3.3.14. Cooler (C-01)

Fungsi : Mendinginkan hasil keluar Reaktor - 01 dengan laju 4078,3606 kg/jam sebelum diumpankan ke Reaktor 02.

Jenis : HE Shell and tube 1,1 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 25 °C

Fluida di shell : Air

Fluida di tube : Hasil cair FD

Beban panas : $7,41.10^8$ J/jam

Luas perpindahan panas : 521,2864 ft^2 = 48,42909 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 10 inci = 0,254 m
- Jumlah baffle : 20

Tube side :

- OD : 0,375 inci = 0,009525 m ; 18 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 336, Triangular pitch, 1 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 24048,48

3.3.15. Cooler (C-02)

Fungsi : Mendinginkan distilat MD-01 sebelum diumpankan ke MD – 2

Jenis : HE Shell and tube 1,6 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 32 °C

Fluida di shell : Air

Fluida di tube : Bottom MD-02

Beban panas : $1,31.10^9$ J/jam

Luas perpindahan panas : 622,0765 ft^2 = 57,7928 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 12 inci = 0,3048 m
- Jumlah baffle : 16

Tube side :

- OD : 0,375 inci = 0,009525 m ; 18 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 401, Triangular pitch, 6 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 26474,42

3.3.16. Cooler (C-03)

Fungsi : Mendinginkan bottom MD-02 sebelum dikirim ke tangki (T-2) untuk disimpan sebagai produk Methanol.

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pendingin : Air pada suhu 32 °C

Fluida di pipe : Bottom MD-02

Fluida di annulus : Air

Beban panas : $1,07.10^8$ J/jam

Luas perpindahan panas : 13,254684 ft^2 = 1,2314 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 4

Panjang pipa : 12 ft = 3,6576 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 843,81

3.3.17. Cooler (C-04)

Fungsi : Mendinginkan bottom MD-03 sebelum dikirim ke tangki (T-3)

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pendingin : Air pada suhu 32 °C

Fluida di pipe : Bottom MD-03

Fluida di annulus : Air

Beban panas : $1,07.10^8$ J/jam

Luas perpindahan panas : 13,254684 ft^2 = 1,2314 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 4

Panjang pipa : 12 ft = 3,6576 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 843,81

3.3.18. Heater (H-01)

Fungsi : Memanaskan umpan segar metil formiat dari tangki penyimpan (T-01) sebelum diumpankan ke Preliminary reactor (R-01).

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 2,5 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Umpan segar metil formiat

Beban panas : $3,92.10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 42,44052 ft^2 = 3,9428 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 8

Panjang pipa : 20 ft = 6,096 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 1054,76

3.3.19. Heater (H-02)

Fungsi : Memanaskan umpan segar air dari utilitas sebelum diumpankan ke Preliminary reactor (R-01).

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 2,5 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Umpan segar metil formiat

Beban panas : $3{,}26.10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 35,35193 ft^2 = 3,284302 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 7

Panjang pipa : 20 ft = 6,096 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 1054,76

3.3.20. Heater (H-03)

Fungsi : Memanaskan hasil atas Flash Drum untuk diumpankan ke Main reactor (R-02).

Jenis : HE Shell and tube 1,1 split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 2,5 atm

Fluida di shell : Steam jenuh

Fluida di tube : Umpan reaktor (R-02).

Beban panas : $2{,}008.10^9$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 462,64113 ft^2 = 42,98076 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 11 inci = 0,2794 m
- Jumlah baffle : 13

Tube side :

- OD : 0,375 inci = 0,009525 m ; 18 BWG ; L : 12 ft = 3,657599 m
- Nt : 399, Triangular pitch, 1 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 22571,82

3.3.21. Heater (H-04)

Fungsi : Memanaskan hasil bawah Flash Drum sebelum diumpankan ke MD-01.

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 1 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Distilat MD-01

Beban panas : 5,45.10^8 J/jam.

Luas perpindahan panas : 32,49623 ft^2 = 3,018998 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 10

Panjang pipa : 12 ft = 3,6576 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 1054,76

3.3.22. Heater (H-05)

Fungsi : Memanaskan distilat MD-02 sebelum diumpankan ke reaktor-2

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 4,5 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Bottom MD-01.

Beban panas : $3,91.10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 84,99881 ft^2 = 7,896647 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah hairpin : 16

Panjang pipa : 20 ft = 6,096 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = = 0,0381 m

- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 1265,71

3.3.23. Heater (H-06)

Fungsi : Memanaskan distilat MD-03 sebelum diumpankan ke reaktor-2

Jenis : HE Double Pipe.

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 4,5 atm

Fluida di pipe : Steam jenuh

Fluida di annulus : Bottom MD-01.

Beban panas : $3,91.10^8$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 84,99881 ft^2 = 7,896647 m^2

Bahan : Stainless steel

Jumlah huirpin : 16

Panjang pipa : 20 ft = 6,096 m

Outer pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 1,5 inci = = 0,0381 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Inner pipe :

- Nominal Pipe Size (NPS) : 0,25 inci = 0,00635 m
- Schedule number (Sch.N) : 40

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 1265,71

3.3.24. Condenser (CD-01)

Fungsi : Mengembunkan hasil uap Flash Drum (FD) sebelum di recycle ke Reaktor Main Hidrolizer (R-02).

Jenis : HE Shell and tube 1,2 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 20 °C

Fluida di shell : Uap keluar Top FD

Fluida di tube : Air

Beban panas : $2,117.10^9$ J/jam

Luas perpindahan panas : 305,7272 ft^2 =28,4030 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 17 inci = 0,4318 m
- Jumlah baffle : 6

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 16 BWG ; L : 8 ft = 2,43839 m
- Nt : 199, Triangular pitch, 2 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 17930,88

3.3.25. Condenser (CD-02)

Fungsi : Mengembunkan Uap keluar top Menara Distilasi (MD-01).

Jenis : HE Shell and tube 1,2 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 10 °C

Fluida di shell : Uap keluar Top MD-01

Fluida di tube : Air

Beban panas : $6{,}056.10^9$ J/jam

Luas perpindahan panas : 6153,209 ft^2 = 571,6518 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 53 inci = 1,3462 m
- Jumlah baffle : 5

Tube side :

- OD : 1 inci = 0,0254 m ; 16 BWG ; L : 20 ft = 6,0959998 m
- Nt : 1186, Triangular pitch, 2 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 114335,75

3.3.26. Condenser (CD-03)

Fungsi : Mengembunkan Uap keluar top Menara Distilasi (MD-02).

Jenis : HE Shell and tube 1,2 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 32 °C

Fluida di shell : Uap keluar Top MD-02

Fluida di tube : Air

Beban panas : $6{,}056.10^9$ J/jam

Luas perpindahan panas : 2794,994 ft^2 = 259,6634 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 25 inci = 0,6350 m
- Jumlah baffle : 10

Tube side :

- OD : 0,5 inci = 0,0127 m ; 16 BWG ; L : 20 ft = 6,0959998 m
- Nt : 1077, Triangular pitch, 2 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 66871,65

3.3.27. Condenser (CD-04)

Fungsi : Mengembunkan Uap keluar top Menara Distilasi (MD-03).

Jenis : HE Shell and tube 1,2 split ring floating head..

Medium pendingin : Air pada suhu 90 °C

Fluida di shell : Uap keluar Top MD-03

Fluida di tube : Air

Beban panas : $1{,}957.10^9$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 215,8861 ft^2 = 20,0565 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 15 inci = = 0,3809998 m
- Jumlah baffle : 7

Tube side :

- OD : 0,75 inci =0,01905 m ; 16 BWG ; L : 8 ft = 2,43839 m
- Nt : 141, Triangular pitch, 2 pass

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 14872,09

3.3.28. Reboiler (RB-01)

Fungsi : Menguapkan bottom liquid Menara Distilasi (MD-01).

Jenis : HE 1,1 vertikal Thermosyphon reboiler split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 1 atm

Fluida di shell : Steam

Fluida di tube : Bottom liquid MD-01

Beban panas : $6,13.10^9$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 521,2864 ft^2 = 48,42909 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 29 inci = 0,73659 m
- Jumlah baffle : 7

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 16 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 748, Triangular pitch, 1 pass

Beda tinggi : 0,25 m

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 58960,96

3.3.29. Reboiler (RB-02)

Fungsi : Menguapkan bottom liquid Menara Distilasi (MD-02).

Jenis : HE 1,1 vertikal Thermosyphon reboiler split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 1 atm

Fluida di shell : Steam

Fluida di tubc : Bottom liquid MD-02

Beban panas : $6,055.10^9$ J/jam.

Luas perpindahan panas : 898,082 ft^2 = 83,434546 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 19 inci = 0,483 m
- Jumlah baffle : 11

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 16 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 289, Triangular pitch, 1 pass

Beda tinggi : 1,25 m

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 32486,54

3.3.30. Reboiler (RB-03)

Fungsi : Menguapkan bottom liquid Menara Distilasi (MD-03).

Jenis : HE 1,1 vertikal Thermosyphon reboiler split ring floating head..

Medium pemanas : Steam jenuh pada tekanan 1 atm

Fluida di shell : Steam

Fluida di tube : Bottom liquid MD-03

Beban panas : $1{,}962.10^9$ J/jam..

Luas perpindahan panas : 279,1327 ft^2 = 25,932273 m^2

Bahan : Stainless steel

Shell side :

- Diameter dalam (ID) : 11 inci = 0,279 m
- Jumlah baffle : 18

Tube side :

- OD : 0,75 inci = 0,01905 m ; 16 BWG ; L : 16 ft = 4,8768 m
- Nt : 90, Triangular pitch, 1 pass

Beda tinggi : 1 m

Jumlah : 1 buah.

Harga : $ 17087,08

3.3.31. Pompa (P-01)

Fungsi : Memompa Metil Formiat dari tank truck ke tangki (T-01).

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 7,428709 m^3/jam
- Head : 5,322541 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 1782,411
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 5695,69

3.3.32. Pompa (P-02)

Fungsi : Memompa Metil Formiat dari tangki (T-01) ke reaktor (R-01) .

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 3,4287 m^3/jam
- Head : 108,9354 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 125,8428
- Power motor : 2 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.33. Pompa (P-03)

Fungsi : Memompa air dari unit utilitas ke reaktor (R-01)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump .

Spesifikasi

- Kapasitas : 1,3240 m^3/jam
- Head : 97,03244 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 85,28898
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 4008,08

3.3.34. Pompa (P-04)

Fungsi : Memompa cairan dari akumulator-01 kembali ke reaktor (R-02)

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 7,0522 m^3/jam
- Head : 89,39231 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 209,3285
- Power motor : 2,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 5695,69

3.3.35. Pompa (P-05)

Fungsi : Memompa cairan dari Flash Drum ke Menara distilasi (MD-01)

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 15,9873 m^3/jam
- Head : 9,8258 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 1651,018
- Power motor : 1 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 7383,30

3.3.36. Pompa (P-06)

Fungsi: Memompa cairan dari Akumulator-02 ke pipa pemasukan refluks Menara Distilasi (MD-01) dan umpan MD-02.

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 15,35074 m^3/jam
- Head : 35,27616 m
- Putaran aktual : 3500 rpm

- Putaran spesifik : 844,3779
- Power motor : 1,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 5695,69

3.3.37. Pompa (P-07)

Fungsi : Memompa cairan dari Bottom MD-01 ke MD-02

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump..

Spesifikasi

- Kapasitas : 3,3686 m^3/jam
- Head : 27,63724 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 348,9365
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.38. Pompa (P-08)

Fungsi : Memompa cairan dari Akumulator-03 ke pipa pemasukan refluks Menara Distilasi (MD-02) dan umpan R-02.

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 20,49742 m^3/jam

- Head : 84,50634 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 372,2401
- Power motor : 7,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 7383,30

3.3.39. Pompa (P-09)

Fungsi : Memompa cairan dari bottom MD-02 ke tangki-02.

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 2,1501 m^3/jam
- Head : 5,7756 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 901,9281
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 4008,08

3.3.40. Pompa (P-10)

Fungsi: Memompa cairan dari Akumulator-04 ke pipa pemasukan refluks Menara Distilasi (MD-03) dan umpan R-02.

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 1,380748 m^3/jam
- Head : 69,76953 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 111,5446
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 2 buah.

Harga : $ 4008,08

3.3.41. Pompa (P-11)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-02 ke tank truck.

Jenis : Single Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 7,108612 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 1158,171
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.42. Pompa (P-12)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-03 ke tank truck

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 10,44983 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 867,5203
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.43. Pompa (P-13)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-03 ke tank truck

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 10,44983 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 867,5203
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.44. Pompa (P-14)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-03 ke tank truck

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 10,44983 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 867,5203
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.45. Pompa (P-15)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-03 ke tank truck

Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 10,44983 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 867,5203
- Power motor : 0,5 Hp

Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89

3.3.46. Pompa (P-16)

Fungsi : Memompa produk dari tangki-03 ke tank truck

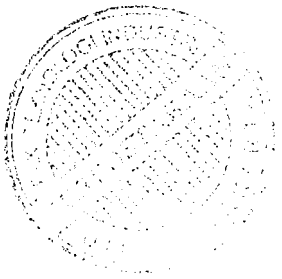
Jenis : Multi Stage Centrifugal Pump.

Spesifikasi

- Kapasitas : 4,841076 m^3/jam
- Head : 10,44983 m
- Putaran aktual : 3500 rpm
- Putaran spesifik : 867,5203
- Power motor : 0,5 Hp

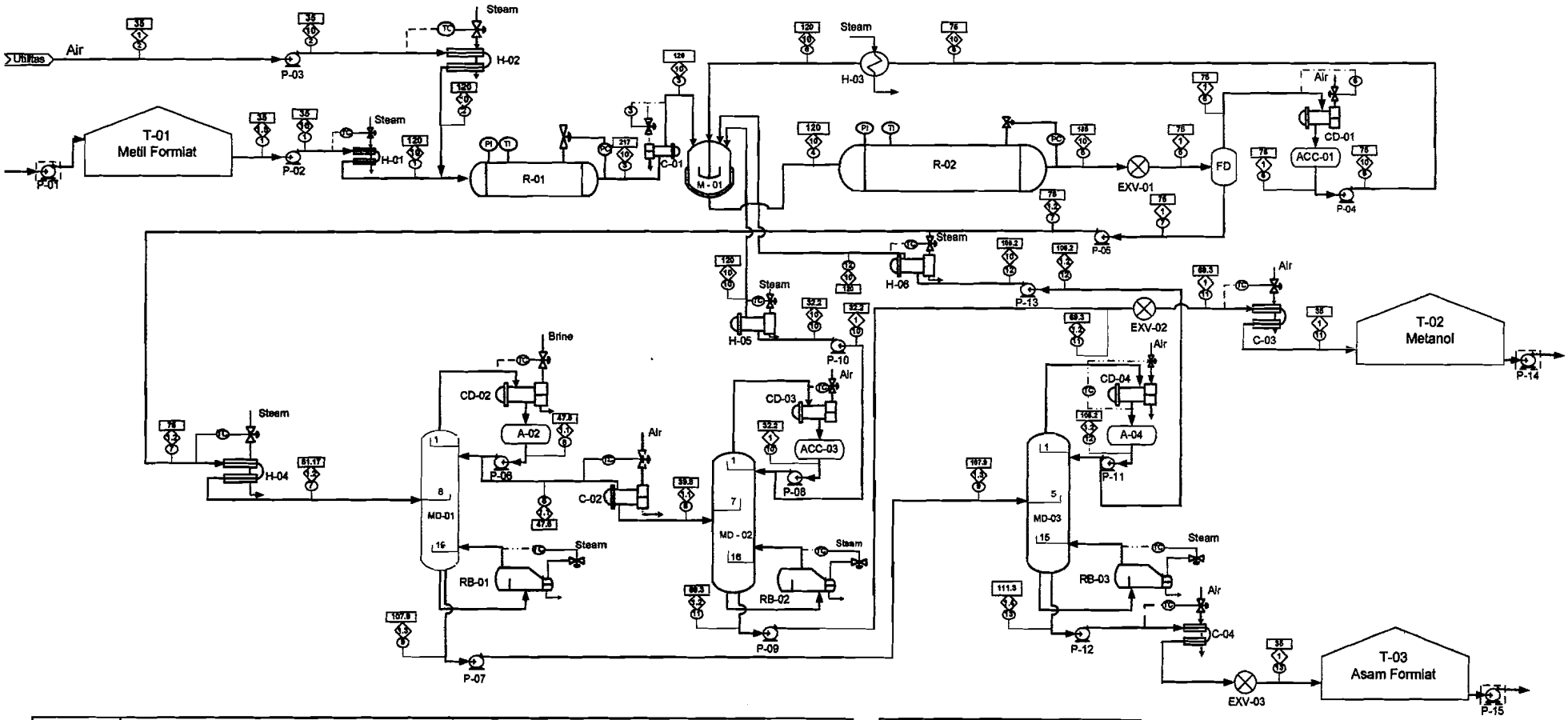
Jumlah : 6 buah.

Harga : $ 4851,89



PRARANCANGAN PABRIK ASAM FORMIAT DARI METIL FORMIAT DENGAN PRODUK SAMPING METHANOL

KAPASITAS : 25.000 TON/TAHUN



KOMPONEN	ALIRAN PROSES (Kg/Jam)												
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
$HCOOCH_3$	-	600,524	483,461	12.074,84	10.465,26	4.465,786	5.999,474	5.999,474	-	5.999,874	0,599	-	-
H_2O	-	-	3.442,725	4.277,60	3.794,745	42,285	3.752,459	0,375	3.752,084	-	-	3.284,313	467,771
CH_3OH	-	-	62,449	113,065	971,862	50,502	921,379	921,287	0,092	0,092	921,195	-	-
HCOOH	3.477,836	-	84,703	1.913,855	3.147,472	79,892	3.067,580	-	3.067,580	-	-	398,785	2.668,794

KETERANGAN			
R	Reaktor		Suhu, °C
MD	Menara Distilasi		Tekanan,atm
M	Mixer		Nomor Arus
FD	Flash Drum	LI	Level Indikator
H	Heater	TI	Temperatur Indikator
P	Pompa	PI	Pressure Indikator
T	Tangki	LC	Level Contol
ACC	Accumulator	TC	Temperatur Control
CD	Condensor	PC	Pressure Control
RB	Reboiler	FC	Flow Control
EXV	Expander Valve		

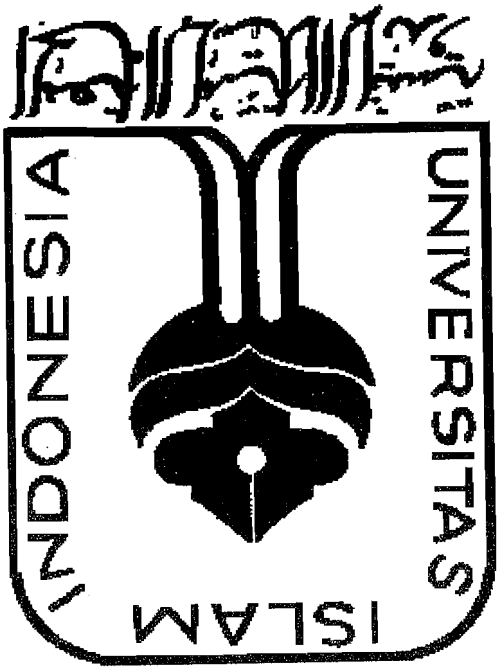
JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PABRIK ASAM FORMIAT DARI METIL FORMIAT DENGAN PRODUK SAMPING METHANOL
DENGAN KAPASITAS 25.000 TON/TAHUN

DISUSUN OLEH :
NURUL ISTIQOMAH (01 521 013)
YUSFANDI (01 521 208)

DOSEN PEMBIMBING :

Ir. H. BACHRUN SUTRISNO, M.Sc.
Hj. RATNA SRI HARJANTI, ST


UNIVERSITAS
ISLAM
INDONESIA

BAB IV

MANAJEMEN PERUSAHAAN

4.1. Bentuk Perusahaan

Pabrik asam formiat yang akan didirikan mempunyai

- Bentuk : Perseroan terbatas (PT)
- Lapangan usaha : Industri asam formiat dan methanol
- Lokasi perusahaan : Cilegon, Jawa Barat

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan (PT) ini adalah didasarkan atas beberapa faktor scbagai berikut :

1. Mudah mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.
3. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
4. Efisiensi dari manajemen

   Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur yang cukup cakap dan berpengalaman.
5. Lapangan usaha lebih luas

   Suatu PT dapat menarik modal yang sangat besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usahanya.

6. Merupakan badan usaha yang memiliki kekayaan tersendiri yang terpisah dari kekayaan pribadi.
7. Mudah mendapatkan kredit dari bank dengan jaminan perusahaan.
8. Mudah bergerak dipasar global.

Ciri-ciri Perseroan Terbatas adalah :

1. Perusahaan didirikan dengan akta notaris berdasarkan kitab undang-undang hukum dagang.
2. Pemilik perusahaan adalah pemilik pemegang saham.
3. Biasanya modal ditentukan dalam akta pendirian dan terdiri dari saham-saham.
4. Perusahaan dipimpin oleh direksi yang dipilih oleh para pemegang saham.
5. Pembinaan personalia sepenuhnya diserahkan kepada direksi dengan memperhatikan undang-undang pemburuhan.

4.2. Struktur Organiasasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang terdapat dan dipergunakan oleh perusahaan tersebut. Hal ini disebabkan oleh kelancaran perusahaan berhubungan dengan komunitas yang terjadi didalamnya.

Untuk mendapatkan suatu sistem yang baik maka perlu diperhatikan beberapa pedoman, antara lain :

- Perumusan tujuan perusahaan jelas
- Pendelegasian wewenang dan pembagian tugas kerja yang jelas

- Kesatuan perintah dan tanggung jawab
- Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
- Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman pada hal-hal tersebut, maka akan diperoleh struktur organisasi yang baik, yang salah satunya yaitu *System line and staff*. pada system ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis dan ada pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam system organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staf ini, yaitu :

1. Sebagai garis atau lini yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagai staf yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasional.

Dewan komisaris mewakili para pemegang saham dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Tugas untuk menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur yang dibantu oleh Manajer Produksi dan Manajer Umum. Manajer Produksi membawahi bagian teknik dan operasi sedangkan Manajer Umum membawahi kelancaran dan pemasaran. Manajer membawahi kepala bagian dan kepala bagian akan membawahi kepala seksi. Kepala seksi ini akan membawahi dan mengawasi beberapa karyawan.

Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang ahli dibidangnya. Staf ahli akan memberikan bantuan pemikiran dan nasehat kepada tingkat pengawas, demi tercapainya tujuan perusahaan.

Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut :

- Menjelaskan dan menjernihkan persoalan mengenai pembatasan tugas, tanggung jawab, wewenang, dan lain-lain.
- Sebagai bahan orientasi untuk pejabat.
- Penempatan pegawai yang lebih tepat.
- Penyusunan program pengembangan manajemen.
- Mengatur kembali langkah kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

4.3. Tugas Dan Wewenang

4.3.1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentu Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang berwewenang untuk :

a. Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris.
b. Mengangkat dan memberhentikan Direktur.
c. Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan.

4.3.2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari daripada pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab terhadap pemilik saham. Tugas Dewan Komisaris meliputi :

a. Menilai dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan umum, target perusahaan, alokasi sumber-sumber dana dan pengarahan pemasaran.
b. Mengawasi tugas-tugas Direktur.
c. Membantu Direktur dalam tugas-tugas yang penting

4.3.3. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju mundurnya perusahaan. Direktur bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur membawahi Manajer Produksi dan Manajer Umum.

Tugas Direktur meliputi :

a. Melaksanakan kebijakan perusahaan dan mempertanggungjawabkan pekerjaannya kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
b. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.
c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Pemegang Saham.
d. Mengkoordinir kerjasama dengan Manajer Produksi dan Manajer Umum.

4.3.4. Manager Produksi dan Keuangan

Manager merupakan tenaga yang membantu Direktur utama di dalam pelaksanaan operasional perusahaan dan bertanggung jawab kepada Direktur. Manajer dibagi menjadi dua bagian yaitu :

a. Manager Teknik dan Produksi, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang operasi dan teknik.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

b. Manager Administrasi dan Keuangan, tugasnya :

- Bertanggung jawab kepada Direktur utama dalam bidang keuangan, pelayanan umum dan pemasaran.
- Mengkoordinasi, mengatur dan mengawasi pelaksanaan kerja kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

4.3.5. Staf Ahli

Staf Ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu Direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik, administrasi, maupun hukum. Staf ahli bertanggung jawab kepada Direktur sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing.

Tugas Staf Ahli meliputi :

a. Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.

b. Mengadakan evaluasi di bidang teknik dan ekonomi perusahaan.

c. Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

4.3.6. Kepala Bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan.

4.3.6.1. Kepala Bagian Operasi

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi.

Kepala Bagian Operasi membawahi :

a. Seksi Produksi dan Utilitas

Tugasnya meliputi :

- Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwewenang.
- Mengawasi jalannya proses dan produksi.
- Bertanggung jawab atas ketersediaan sarana utilitas untuk menunjang kelancaran proses produksi.

b. Seksi Teknikal

Tugasnya meliputi :

- Pengendalian operasi pabrik sehingga dicapai produksi sesuai dengan yang dikehendaki.
- Bekerja sama dengan Seksi Produksi dan Utilitas dalam menangani gangguan yang mungkin terjadi.

c. Seksi Laboratorium

Tugasnya meliputi :

- Mengawasi dan menganalisa mutu bahan baku dan bahan pembantu.
- Mengawasi dan menganalisa produk.
- Mengawasi kualitas buangan pabrik.

4.3.6.2. Kepala Bagian Teknik

Kepala Bagian Teknik bertanggung jawab kepada Manajer Produksi. Tugas Kepala Bagian Teknik antara lain :

- Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas.
- Mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala Bagian Teknik membawahi :

a. Seksi Pemeliharaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik.
- Memperbaiki peralatan pabrik.

b. Seksi Pengadaan Peralatan

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan penggantian alat.
- Menentukan spesifikasi peralatan pengganti / peralatan baru yang akan digunakan.

4.3.6.3. Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang K3 dan pengolahan limbah.

Kepala Bagian Keselamatan, Kesehatan Kerja dan Lingkungan membawahi :

a. Seksi Keselamatan dan Kesehatan Kerja

Tugasnya meliputi :

- Melaksanakan dan mengatur segala hal untuk menciptakan keselamatan dan kesehatan kerja yang memadai dalam perusahaan.
- Menyelenggarakan pelayanan kesehatan terhadap karyawan terutama di poliklinik.
- Melakukan tindakan awal pencegahan bahaya lebih lanjut terhadap kejadian kecelakaan kerja.
- Menciptakan suasana aman di lingkungan pabrik serta penyediaan alat-alat keselamatan kerja.

b. Seksi Pengolahan Limbah

Tugasnya meliputi :

- Memantau pengolahan limbah yang dihasilkan perusahaan
- Memantau kadar limbah buangan agar sesuai dengan baku mutu lingkungan.

4.3.6.4. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang)

Bertanggung jawab kepada Manajer Produksi dalam bidang penelitian dan pengembangan perusahaan.

Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan (Litbang) membawahi :

a. Seksi Penelitian

Tugasnya meliputi :

- Melakukan penelitian untuk peningkatan efisiensi dan efektifitas proses produksi serta peningkatan kualitas produk.

b. Seksi Pengembangan

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan kemungkinan pengembangan yang dapat dilakukan perusahaan baik dari segi kapasitas, keperluan plant, pengembangan pabrik maupun dalam struktur organisasi perusahaan.

4.3.6.5. Kepala Bagian Pemasaran

Kepala Bagian Pemasaran bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi.

Kepala Bagian Pemasaran membawahi :

a. Seksi Pembelian

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan besarnya kebutuhan bahan baku dan bahan pembantu yang akan dibeli
- Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
- Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang.

b. Seksi Pemasaran

Tugasnya meliputi :

- Merencanakan strategi penjualan hasil produksi.
- Mengatur distribusi barang dari gudang.

4.3.6.6. Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang administrasi dan keuangan.

Kepala Bagian Administrasi dan Keuangan membawahi :

a. Seksi Administrasi

Tugasnya meliputi :

- Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah pajak.

b. Seksi Kas

Tugasnya meliputi :

- Mengadakan perhitungan tentang gaji dan intensif karyawan.
- Menghitung penggunaan uang perusahaan, dan membuat prediksi keuangan masa depan.

4.3.6.7. Kepala Bagian Personalia dan Umum

Kepala Bagian Personalia dan Umum bertanggung jawab kepada Manajer Umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan.

Kepala Bagian Personalia dan Umum membawahi :

a. Seksi Personalia

Tugasnya meliputi :

- Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
- Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptakan kondisi kerja yang dinamis.
- Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan kesejahteraan karyawan.

b. Seksi Humas

Tugasnya meliputi :

- Mengatur hubungan perusahaan dengan masyarakat diluar lingkungan perusahaan.

c. Seksi Keamanan dan Ketertiban

Tugasnya meliputi :

- Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan.
- Mengawasi keluar masuknya orang-orang, baik karyawan maupun bukan ke dalam lingkungan perusahaan.
- Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan intern perusahaan.

4.3.7. Kepala Seksi

Kepala Seksi adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap Kepala Seksi bertanggung jawab terhadap Kepala Bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

4.4. Status Karyawan Dan Sistem Penggajian

Pada pabrik asam formiat dan methanol ini, system penggajian karyawan berbeda-beda tergantung pada status karyawan, kedudukan, tanggung jawab dan keahlian.

4.4.1. Status Karyawan

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang telah memenuhi syarat-syarat yang ditentukan, diterima, dipekerjakan dan mendapat balas jasa serta terikat dalam hubungan kerja dengan perusahaan untuk jangka waktu yang tidak terbatas.

b. Karyawan Harian

Karyawan harian adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan dalam jangka waktu yang terbatas, hubungan kerja diatur dalam suatu perjanjian, dengan berpedoman pada Peraturan Menteri Tenaga Kerja No. PER 02/MEN/1993. Hak-hak karyawan kontrak dapat disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan dalam kontrak tersebut.

c. Karyawan Borongan

Karyawan borongan adalah karyawan yang terikat pada hubungan kerja dengan perusahaan atas dasar pekerjaan harian yang bersifat insidentil / sewaktu-waktu dan tidak terus-menerus, maksimal selama 3 bulan disesuaikan dengan kondisi dan dituangkan didalam kontrak yang dimaksud.

4.4.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan

Pabrik asam formiat dan methanol beroperasi 330 hari dalam 1 tahun dan 24 jam per hari. Sisa hari yang lain dapat digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan *shutdown*. Sedangkan pembagian kerja karyawan digolongkan dalam 2 golongan, yaitu :

a. Karyawan *Non-Shift*

Karyawan *non-shift* adalah para karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Termasuk karyawan *non-shift* adalah manajer, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi, bagian administrasi, personalia dan umum. Karyawan *non-shift* dalam satu minggu akan bekerja selama 6 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut :

Jam Kerja :

- Hari Senin-Jumat : jam 08.15 – 16.15
  Dengan waktu istirahat 12.00 – 13.00
- Hari Sabtu : jam 08.15 – 13.00
- Untuk hari Minggu libur

b. Karyawan *Shift / Ploog*

Karyawan *shift* adalh karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi, sebagian seksi proses, sebagian seksi laboratorium, sebagian seksi pemeliharaan, sebagian seksi utilitas, sebagian karyawan K3 dan

lingkungan serta seksi keamanan. Para karyawan shift akan bekerja bergantian sehari semalam, dengan pengaturan sebagai berikut :

Karyawan produksi dan teknik :

- Shift Pagi : jam 07.00 – 15.00
- Shift Siang : jam 15.00 – 23.00
- Shift Malam : jam 23.00 – 07.00

Karyawan Keamanan

- Shift Pagi : jam 06.00 – 14.00
- Shift Siang : jam 14.00 – 22.00
- Shift Malam : jam 22.00 – 06.00

Tabel 4.1. Jadwal Kerja Masing-Masing Regu Shift

Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
1	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L
2	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S	S	L	P
3	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M	L	S	S
4	M	M	M	L	S	S	S	L	P	P	P	L	M	M	M

Untuk karyawan *shift* ini dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat dan dikenakan secara bergantian. Tiap regu akan mendapat giliran 3 hari kerja dan 1 hari libur tiap-tiap *shift* dan masuk lagi untuk *shift* berikutnya.

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi oleh factor kedisiplinan karyawannya. Untuk itu kepada seluruh karyawan diberlakukan presensi dan masalah absensi ini akan digunakan pimpinan perusahaan sebagai dasar dalam mengembangkan karier para karyawan dalam perusahaan.

4.4.3. Penggolongan Jabatan, Jumlah Karyawan dan Gaji

a. Jabatan dan Prasyarat

Tabel 4.2. Jabatan dan Prasyarat

JABATAN	PRASYARAT
Direktur	Sarjana
Manajer Produksi	Sarjana Teknik Kimia
Manajer Umum	Sarjana Ekonomi
Staf Ahli	Sarjana
Kepala Bagian Operasi	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Teknik	Sarjana Teknik Mesin
Kepala Bagian K3	Sarjana Teknik Kimia
Kepala Bagian Litbang	Sarjana Teknik Kimia
Ka.Bagian Keuangan&Adm	Sarjana Ekonomi
Kepala Bagian Pemasaran	Sarjana Ekonomi
Ka.Bagian Personalia&Umum	Sarjana FISIP
Kepala Seksi	Sarjana
Kepala Regu	Sarjana Muda
Foreman	STM/SMU sederajat
Operator	STM/SMU sederajat
Sekretaris	Akademi Sekretaris
Medis	Dokter

Paramedis	Akademi Keperawatan
Keamanan	SMU sederajat
Sopir, pesuruh, cleaning servise	SMP/SMU

b. Jumlah karyawan dan Gaji

Tabel 4.3. Jumlah karyawan dan Gaji

JABATAN	JUMLAH	GAJI/ORANG/BULAN
Direktur	1	Rp. 15.000.000,-
Manajer	2	Rp. 9.000.000,
Kepala Bagian	7	Rp. 6.000.000,
Kepala Seksi	14	Rp. 5.000.000,
Sekretaris	3	Rp. 1.500.000,
Medis	2	Rp. 2.500.000,
Paramedis	5	Rp. 1.000.000,
Operator	68	Rp. 1.500.000,
Karyawan Staft	59	Rp. 1.000.000,
Satpam	12	Rp. 900.000,
Sopir	4	Rp. 750.000,
Pesuruh	8	Rp. 500.000,

4.4.4. Kesejahteraan Sosial Karyawan

Kesejahteraan yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan antara lain berupa :

1. Tunjangan
   a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan.
   b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang karyawan.
   c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.
2. Cuti
   a. Cuti tahunan yang diberikan kepada setiap karyawan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
   b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.
3. Pakaian Kerja

   Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.
4. Pengobatan
   a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku.

b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

   ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawan lebih dari 10 orang dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.

Fasilitas untuk kemudahan bagi karyawan dalam melaksanakan aktivitas selama di pabrik antara lain :

a. Penyediaan mobil dan bus untuk transportasi antar jemput karyawan.
b. Kantin, untuk memenuhi kebutuhan makan karyawan terutama makan siang.
c. Sarana peribadatan seperti masjid.
d. Pakaian seragam kerja dan peralatan-peralatan keamanan seperti *safety helmet*, *safety shoes* dan kacamata serta tersedia pula alat-alat keamanan lain seperti masker, *ear plug*, sarung tangan tahan api.
e. Fasilitas kesehatan seperti tersedianya poliklinik yang dilengkapi dengan tenaga medis dan paramedis.

4.5. Manajemen Produksi

Manajemen produksi merupakan salah satu bagian dari manajemen perusahaan yang fungsi utamanya adalah menyelenggarakan semua kegiatan untuk memproses bahan baku menjadi produk jadi dengan mengatur penggunaan faktor-faktor produksi sedemikian rupa sehingga proses produksi berjalan sesuai dengan yang direncanakan.

Manajemen produksi meliputi manajemen perencanaan dan pengendalian produksi. Tujuan perencanaan dan pengendalian produksi adalah mengusahakan agar diperoleh kualitas produksi yang sesuai dengan rencana dan dalam jangka waktu yang tepat. Dengan meningkatnya kegiatan produksi maka selayaknya untuk diikuti dengan kegiatan perencanaan dan pengendalian agar dapat dihindarkan terjadinya penyimpangan-penyimpangan yang tidak terkendali.

Perencanaan ini sangat erat kaitannya dengan pengendalian, dimana perencanaan merupakan tolok ukur bagi kegiatan operasional, sehingga penyimpangan yang terjadi dapat diketahui dan selanjutnya dikendalikan kea rah yang sesuai.

4.5.1. Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi secara garis besar ada dua hal yang perlu dipertimbangkan yaitu faktor eksternal dan internal. Yang dimaksud faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedang faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

   Dapat dibagi dua kemungkinan :

   - Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
   - Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

   Ada tiga alternatif yang dapat diambil :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai dengan kemampuan pasar, dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran lain.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya kemampuan pabrik ditentukan olch beberapa faktor antara lain

a. Material (bahan baku)

Dengan pemakaian yang memenuhi kualitas dan kuantitas maka akan mencapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilan meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi kehandalan dan kemampuan peralatan, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja mesin efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu.

4.5.2. Pengendalian Produksi

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses

produksi diharapkan menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilaksanakan pengendalian produksi sebagai berikut :

1. Pengendalian kualitas

   Penyimpanan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek, kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpanan dapat diketahui dari hasil monitor / analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

2. Pengendalian kuantitas

   Penyimpangan kuatitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

3. Pengendalian waktu

   Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

4. Pengendalian bahan proses

   Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.

4.6. Lokasi Dan Tata Letak Pabrik

4.6.1. Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis lebih menguntungkan, baik ditinjau dari segi teknis maupun ekonomis. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan lokasi pabrik antara lain :

1. Penyediaan bahan baku

   Lokasi pabrik sebaiknya dekat dengan penyediaan bahan baku dan pemasaran produk untuk menghemat biaya transportasi. Pabrik juga sebaiknya dekat dengan pelabuhan jika ada bahan baku atau produk yang dikirim dari atau keluar negeri.

2. Pemasaran

   Asam formiat dan metanol merupakan bahan yang sangat dibutuhkan oleh banyak industri baik sebagai bahan pembantu atau sebagai bahan utama. Sehingga diusahakan pendirian pabrik dilakukan di suatu kawasan industri.

3. Ketersediaan energi dan air

   Air merupakan kebutuhan yang sangat penting dalam suatu pabrik, baik untuk proses, pendingin, atau kebutuhan lainnya. Sumber air biasanya berupa sungai, air laut atau danau. Energi merupakan faktor utama dalam operasional pabrik, terlebih pabrik-pabrik elektrolisa yang sangat membutuhkan energi listrik sebagai bagian yang sangat penting.

4. Ketersediaan tenaga kerja

   Tenaga kerja merupakan pelaku dari proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi.

5. Kondisi geografis dan sosial

   Lokasi pabrik sebaiknya terletak di daerah yang stabil dari gangguan bencana alam (banjir, gempa bumi, dan lain-lain). Kebijakan pemerintah setempat juga turut mempengaruhi lokasi pabrik yang akan dipilih. Kondisi sosial masyarakat diharapkan memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga dipilih lokasi yang memiliki masyarakat yang dapat menerima keberadaan pabrik.

Berdasarkan pertimbangan-pertimbangan di atas, maka pabrik asam formiat ini dalam perencanaannya akan didirikan di Merak, Cilegon. Faktor-faktor pendukungnya antara lain :

1. Bahan baku metil formiat dapat diperoleh dari pulau jawa yang dapat diangkut lewat laut.
2. Pemasaran asam formiat cair dan metanol dapat dilakukan dengan jaringan pipa ke konsumen.
3. Dekat dengan pelabuhan yang akan memudahkan impor barang-barang kebutuhan pabrik.
4. Cukup dekat dengan sungai Ciujung.
5. Sarana dan prasarana transportasi memadai.

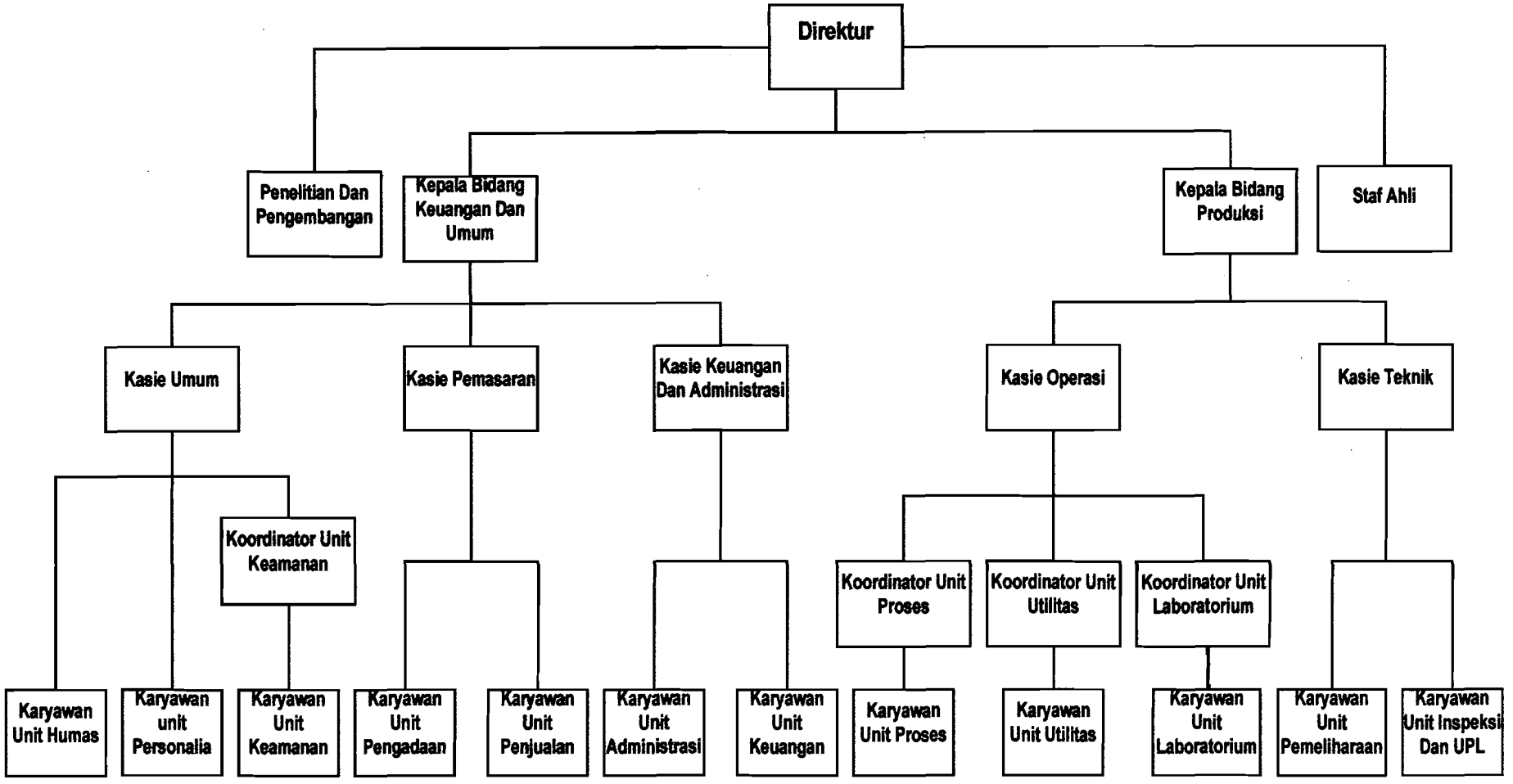
6. Tenaga kerja dapat diperoleh dari daerah disekitarnya, baik tenaga kasar maupun tenaga terdidik.
7. Bukan daerah subur, sehingga tidak mengganggu lahan pertanian.

4.6.2. Tata Letak Pabrik

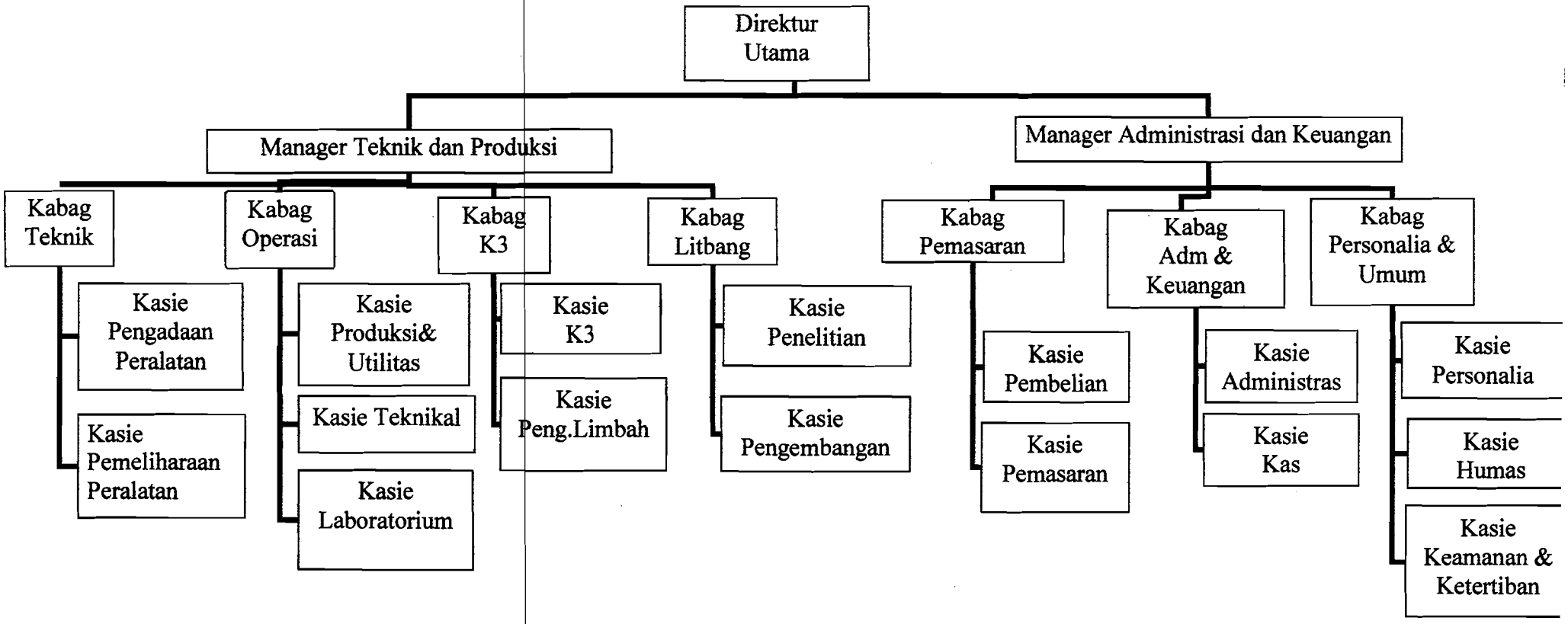
Tata letak adalah tempat kedudukan keseluruhan bagian dari perusahaan yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja orang, tempat penimbunan bahan dan hasil, tempat utilitas, perluasan, dan lain-lain.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak suatu pabrik antara lain :

1. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja. Selain itu, penempatan alat-alat produksi diatur secara berurutan sesuai dengan urutan proses kerja masing-masing berdasarkan pertimbangan teknik, sehingga diperoleh efisiensi teknis dan ekonomis.
2. Letak alat harus mempertimbangkan faktor maintenance yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat turn around pabrik.
3. Alat-alat yang beresiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
4. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan

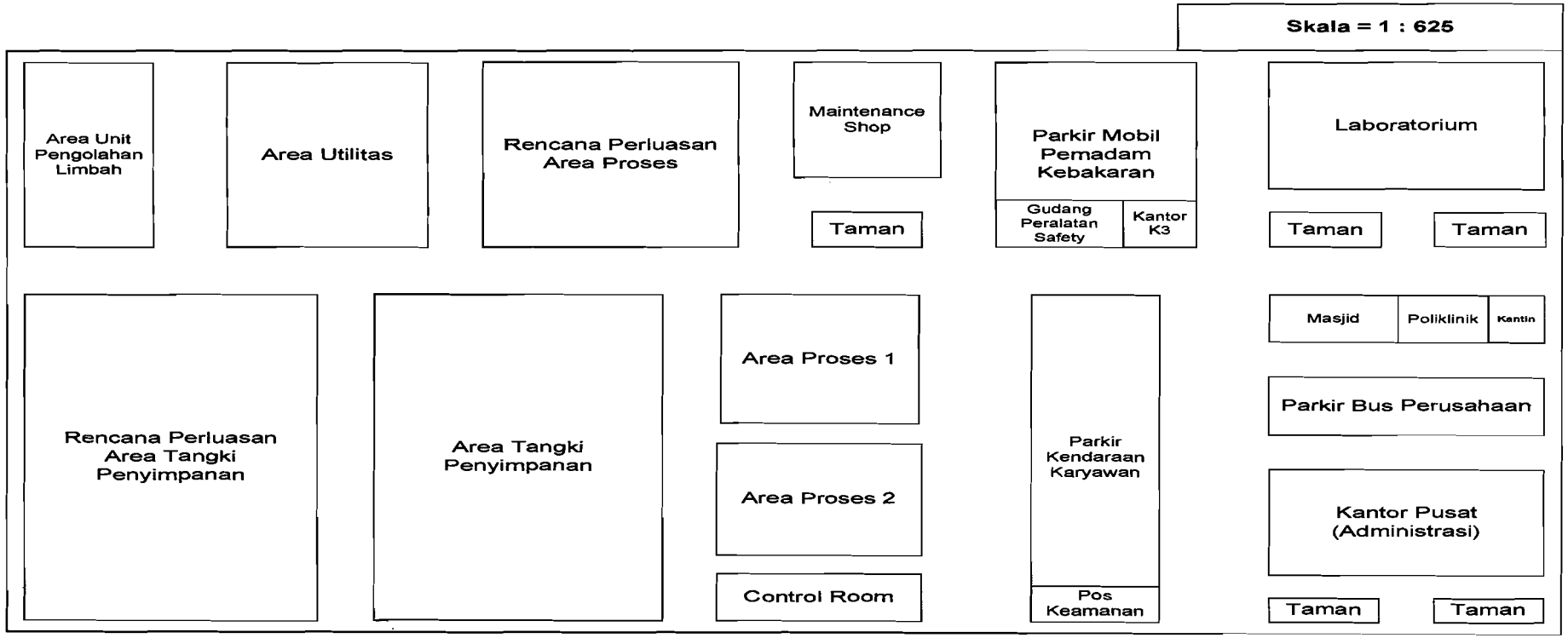


Gambar 4.1. Struktur Organisasi



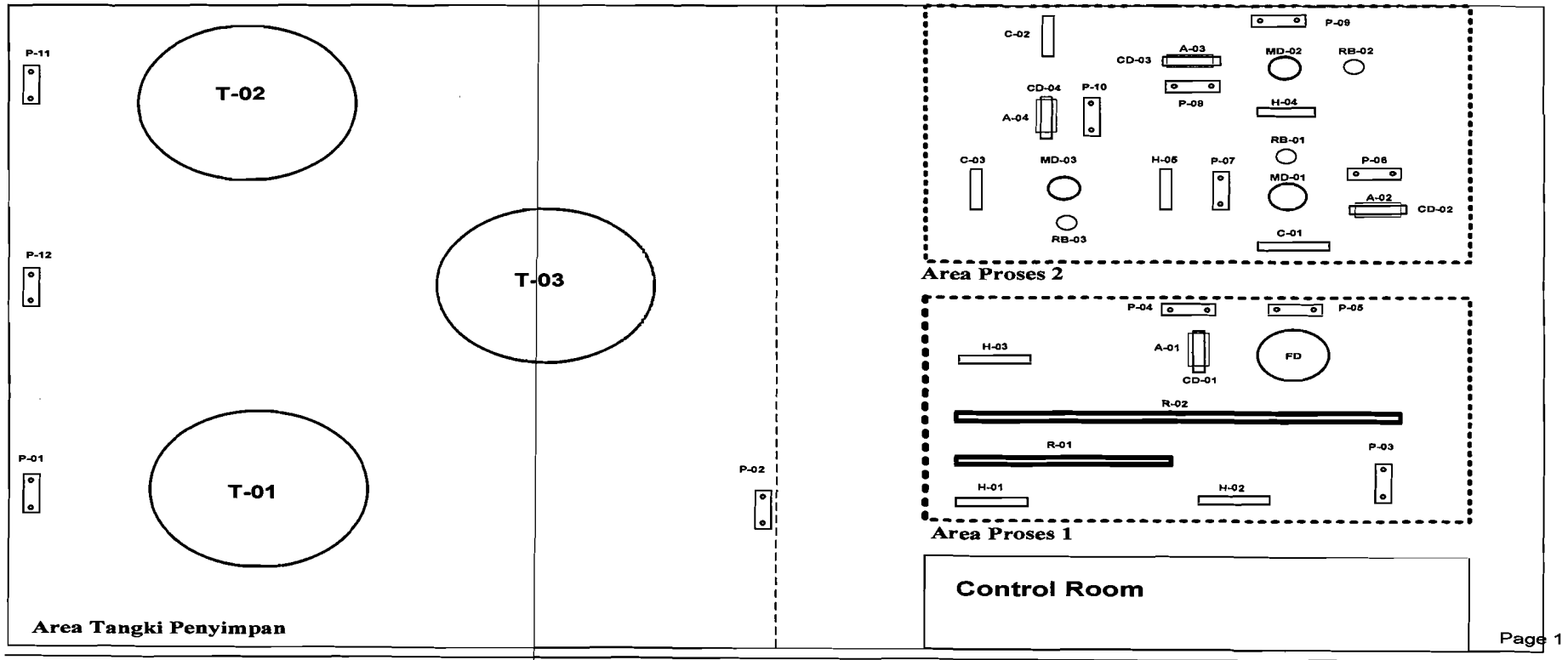
Gambar 4.1. Struktur Organisasi Perusahaan

TATA LETAK PABRIK



Gambar 4.2. Tata Letak Pabrik

TATA LETAK ALAT PROSES



Gambar 4.3. Tata Letak Proses

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau sering disebut unit utilitas merupakan bagian penting yang menunjang kelancaran jalannya proses produksi. Unit utilitas antara lain untuk unit penyediaan air, pengolahan air, penyediaan steam, udara tekan, listrik, dan bahan bakar.

5.1. Unit penyediaan air

a) Kebutuhan air pendingin

Tabel 5.1. Kebutuhan air pendingin

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Cooler	C-01	28780.8679
2	Cooler	C-02	31360.0232
3	Cooler	C-03	2546.1750
4	Kondenser	CD-01	42130.7775
5	Kondenser	CD-02	144017.8133
6	Kondenser	CD-03	144623.8683
7	Kondenser	CD-04	46743.9152
	Total		440203.4403

Air pendingin yang keluar dari alat perpindahan panas setelah digunakan akan dikembalikan ke cooling tower untuk diolah agar dapat digunakan kembali.

Dianggap 20 % dari jumlah air pendingin hilang, sehingga jumlah make up air yang harus diolah sebnyak :

20 % . 440203,4403 kg/jam = 88040,6881 kg/jam

sedangkan air pendingin yang kembali dan harus di cooling tower berjumlah

: 80 % . 440203,4403 kg/jam = 352162,7523 kg/jam

b) Kebutuhan air proses

Tabel 5.2. Kebutuhan air proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Reaktor	R-01	913.6862
			913.6862

c) Kebutuhan air untuk steam

Tabel 5.3. Kebutuhan air untuk steam

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah Kebutuhan (kg/jam)
1	Heater	H-01	178.9255
2	Heater	H-02	149.0407
3	Heater	H-03	917.2664
4	Heater	H-04	240.7989
5	Heater	H-05	184.1293
6	Reboiler	RB-01	2707.4280
7	Reboiler	RB-02	2673.0062
8	Reboiler	RB-03	972.7257
			8023.3207

Kondensat dari steam tersebut dikembalikan lagi ke boiler untuk diolah lagi menjadi steam. Dianggap sebanyak 20 % dari jumlah tersebut hilang, sehingga jumlah make up air untuk dibangkitkan sebagai steam berjumlah :

20 % . 8023,3207 kg/jam = 1604,6641 kg/jam

Sedangkan kondensasi untuk sirkulasi :

80 % . 8023,3207 kg/jam = 6418,6566 kg/jam

d) Kebutuhan air untuk kebutuhan umum

Air untuk kebutuhan umum meliputi air untuk keperluan rumah tangga, perkantoran, air pemadam kebakaran, keperluan di unit utilitas sendiri, dan sebagainya.

- Keperluan rumah tangga karyawan.

  Asumsi : - kebutuhan per kepala = 25 kg/hari

  - jumlah karyawan dan keluarga = 1000 orang

  maka kebutuhan air untuk rumah tangga = 1041,667 kg/jam

- Kebutuhan lain-lain

  Diperkirakan = 1000 kg/jam

Jadi total kebutuhan air untuk umum = 2041,6667 kg/jam

- Jadi total kebutuhan air yang harus diolah adalah :

Tabel 5.4. Kebutuhan total kebutuhan air yang harus diolah

No	Kebutuhan	Jumlah kg/jam
1	Air Pendingin	88040.6881
2	Air Proses	913.6862
3	Air untuk Steam	1604.6641
4	Kebutuhan Umum	2041.6667
5	Over Design 5 % Total	4873.7213
		97474.4264

5.1.1. Unit pengolahan air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi pengolahan secara fisik dan kimia.

Tahapan-tahapan pengolahan air sebagai berikut :

A. Penyaringan

Penyaringan air dari sumber untuk mencegah terikutnya kotoran berukuran besar yang masuk ke dalam bak pengendapan awal.

B. Pengendapan secara fisis

Mula-mula air dialirkan ke bak penampungan atau pengendapan awal (BU-01) setelah melalui penyaringan dengan memasukkan alat penyaring. *Level Control System* (LCS) yang terdapat di bak penampung berfungsi untuk mengatur aliran masuk sehingga sesuai dengan keperluan pabrik. Dalam bak pengendapan awal kotoran-kotoran akan mengendap karena gaya berat. Waktu tinggal dalam bak ini berkisar 4-24 jam (Powell,ST hal 14)

C. Pengendapan secara kimia

Kotoran-kotoran yang tersuspensi dalam air digumpalkan dan diendapkan dalam bak penampung sementara (BU-02). Tapi sebelum ke bak penampung sementara maka masuk ke premix tank (TU-01) dan clarifier (CLU). Premix tank berfungsi mencampur air dengan menambahkan bahan-bahan tawas 5 % dan CaOH 5 %. Sehingga didapatkan air berada dalam range pH 6,5-7,5. Waktu yang diperlukan 5 menit. Clarifier (CLU) berfungsi mengendapkan flok-flok yang terbentuk dalam pencampuran di Premix tank. Waktu tinggal dalam Clarifier ini berkisar 2-8 jam (Powell,ST hal 47). Didalam Clarifier kotoran yang telah mengendap di *blow down*, sedangkan air yang keluar dari bagian atas dialirkan ke bak penampung sementara (BU-02) dengan waktu tinggal 0,5 jam. Dari bak penampung sementara (BU-02) terus

dialirkan ke sand filter atau bak saringan pasir (FU), yang berfungsi untuk menyaring sisa-sisa kotoran yang masih terdapat dalam air terutama kotoran berukuran kecil yang tidak dapat mengendap di Clarifier.. Air dari bak penyaring pasir ini dapat digunakan langsung untuk *make up* air pendingin, sedangkan air untuk perkantoran, pabrik dan air umpan boiler perlu diolah terlebih dahulu

D. Unit pegolahan air untuk perumahan dan perkantoran

Air ini digunakan untuk keperluan sehari-hari. Air dari sand filter dialirkan ke bak penampung sementara (BU-03). Selanjutnya air masuk ke tangki klorinator (TU-02). Dalam tangki ini bertugas mencampur klorin dalam bentuk kaporit ke dalam air untuk membunuh kuman sebelum ditampung dalam bak distribusi (BU-04), yang kemudian di distribusikan untuk kebutuhan sehari-hari di kantor dan perumahan pabrik

E. Unit pengolahan air untuk umpan boiler

Dalam unit ini meliputi :

- Unit Demineralisasi air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{++}, Mg^{2+}, SO_4^{2-}, Cl^- dan lain-lain.dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan boiler (*Boiler Feed Water*). Demineralisasi air ini diperlukan karena air umpan reboiler harus memenuhi syarat-syarat sebagai berikut :

a. Tidak menimbulkan kerak pada *heat exchanger* jika steam digunakan sebagai pemanas karena hal ini akan mengakibatkan turunnya effisiensi operasi boiler atau *heat exchanger,* bahkan bisa mengakibatkan tidak beroperasi sama sekali.

b. Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O_2 dan CO_2.

Air dari bak penampung sementara (BU-03) berfungsi sebagai *make up* umpan boiler. Selanjutnya air diumpankan ke tangki *kation exchanger* (KEU), untuk menghilangkan kation-kation mineralnya. Kemungkinan jenis kation yang ada adalah Ca^{2+}, Mg^{2+}, Fe^{2+}, Mn^{2+}, Al^{3+}. Air yang keluar dari *kation exchanger* (KEU) kemudian diumpankan ke *anion exchanger* (AEU) untuk menghilangkan anion-anion mineralnya. Jenis anion yang ada adalah HCO_3, CO_3^{2-}, Cl^-, SiO_3^{2-}. Air yang keluar dari unit ini diharapkan mempunyai pH sekitar 6,1 – 6,2 kemudian dialirkan ke unit Deaerator.

- Unit Dearator

Air yang telah mengalami demineralisasi masih mengandung gas-gas terlarut terutama O_2 dan CO_2. gas tersebut dihilangkan lebih dahulu, karena dapat menimbulkan korosi.Unit deaerator berfungsi untuk menghilangkan gas ini. Di dalam deaerator diinjeksikan bahan-bahan kimia, bahan tersebut adalah :

a. Hidrazin berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut :

$$2\ N_2H_2 + O_2 \longleftrightarrow 2\ N_2 + 2\ H_2O$$

Nitrogen sebagai hasil reaksi bersama-sama dengan gas lain seperti $C0_2$ dihilangkan melalui stripping dengan uap air bertekanan rendah.

b. Dari deaerator, ke dalam air umpan ketel kemudian diinjeksikan larutan phospat ($Na_3PO_4H_2O$) untuk mencegah terbentuknya kerak silica dan kalsium pada *steam drum* dan *tube boiler*. Sebelum diumpankan ke boiler air diberi dispersan agar tidak terjadi penggumpalan.

Air pendingin yang digunakan dalam proses sehari-hari berasal dari air pendingin yang telah digunakan dalam pabrik kemudian di dinginkan pada *cooling tower* . Kehilangan air karena penguapan, terbawa tetesan oleh udara maupun dilakukannya *blow down* di *cooling tower* diganti dengan air yang disediakan oleh tangki penampung sementara (BU-03).

5.1.2. Unit Pengolahan steam

Kebutuhan steam adalah 1604.6641kg/jam. Alat untuk penyediaan steam berupa boiler.

5.1.3. Unit Pengolahan udara tekan

Udara tekan diperlukan untuk alat control pneumatik. Kebutuhan udara tekan adalah 500 kg/jam. Alat untuk penyediaan udara tekan berupa Kompressor.

5.1.4. Unit penyediaan listrik

Unit ini berfungsi untuk memenuhi kebutuhan listrik diseluruh area pabrik, pemenuhan kebutuhan listrik dipenuhi dari pembangkit listrik PLN dan sebagai

cadangan adalah generator untuk menghindari gangguan yang mungkin terjadi pada PLN. Kebutuhan tenaga listrik suatu industri dapat dibagi :

a) Kebutuhan listrik alat proses

Tabel 5.5. Kebutuhan listrik alat proses

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Pompa	P-01	6	0.5	3
2	Pompa	P-02	1	2	2
3	Pompa	P-03	1	1	1
4	Pompa	P-04	1	2.5	2.5
5	Pompa	P-05	1	1	1
6	Pompa	P-06	1	1.5	1.5
7	Pompa	P-07	1	0.5	0.5
8	Pompa	P-08	1	7.5	7.5
9	Pompa	P-09	1	0.5	0.5
10	Pompa	P-10	1	0.5	0.5
11	Pompa	P-11	6	0.5	3
12	Pompa	P-12	6	0.5	3
13	Pompa	P-13	1	0.5	0.5
14	Pompa	P-14	1	0.5	0.5
15	Pompa	P-15	1	0.5	0.5
					27.5

b) Kebutuhan listrik alat utilitas

Tabel 5.6. Kebutuhan listrik alat utilitas

No.	Alat yang memerlukan	Kode	Jumlah	Power (Hp)	
				@	Total
1	Premix Tank	TU-01	1	9	9
2	Clarifier	CLU	1	11	11
3	Tangki Klorinator	TU-02	1	0.25	0.25
4	Cooling Tower (Fan)	CTU	1	12	12
5	Blower	BWU	1	84	84
6	Kompresor Udara	KU	1	32	32
7	Pompa	PU-01	1	38	38
8	Pompa	PU-02	1	3	3
9	Pompa	PU-03	1	2	2
10	Pompa	PU-04	1	5	5
11	Pompa	PU-05	1	0.5	0.5
12	Pompa	PU-06	1	0.5	0.5
13	Pompa	PU-07	1	0.5	0.5
14	Pompa	PU-08	1	8	8
15	Pompa	PU-09	1	1.5	1.5

16	Pompa	PU-10	1	1.5	1.5
17	Pompa	PU-11	1	1	1
18	Pompa	PU-12	1	2	2
19	Pompa	PU-13	1	5	5
20	Pompa	PU-14	1	5	5
21	Pompa	PU-15	1	3	3
22	Pompa	PU-16	1	0.5	0.5
23	Pompa	PU-17	1	0.5	0.5
24	Pompa	PU-18	1	0.5	0.5
25	Pompa	PU-19	1	0.5	0.5
26	Pompa	PU-20	1	1	1
					227.75

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas = 255,25 Hp

Angka keamanan diambil 10 %, sehingga dibutuhkan listrik = 280,775 Hp

= 209.17738 kVA

c) Kebutuhan listrik alat instrumentasi dan kontrol

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan control diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas :

= 5 % . 280,775 Hp = 14,03875 Hp atau 10.458869 kVA.

d) Kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dan lain-lain

Jumlah kebutuhan listrik untuk laboratorium, rumah tangga, perkantoran, dan lain-lain diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan listrik untuk alat proses dan alat utilitas :

= 25 % . 280,775 Hp = 70,19375 Hp atau 52.294344 kVA.

• Jadi total kebutuhan listrik total adalah :

Jumlah kebutuhan listrik total = 365,0075 Hp atau 271.93059 kVA

Faktor daya diperkirakan 80 % = 456.2594 Hp atau 339.91323 kVA

Diketahui : 1 Hp = 0,745 Kw

Jadi power yang dibutuhkan = 0,745 x 456.2594 Hp = 339.91323 Kw

Energi sebesar ini diperoleh dengan membeli dari PLN, namun juga disediakan Generator cadangan berkekuatan 350 Kva jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik berkurang.

5.1.5. Unit penyediaan bahan bakar

Unit ini berfungsi untuk menyimpan kebutuhan bahan bakar di Boiler sebesar 1410,809 kg/jam, sehingga kebutuhan massa untuk 14 hari adalah :

m = 14x24x1410,809 = 474032 kg .

Alat untuk penyediaan bahan bakar berupa tangki bahan bakar yang berbentuk tangki silinder dengan *Conical Roof dan Flat Bottomed.*

5.2. Laboratorium

Laboratorium merupakan bagian yang sangat penting dalam menunjang kelancaran proses produksi dan menjaga mutu produk. Sedang peran yang lain adalah pengendalian pencemaran lingkungan,

Dalam upaya pengendalian mutu produk pabrik Asam Formiat ini mengoptimalkan aktivitas laboratorium untuk pengujian mutu.

Analisa untuk utilitas meliputi :

a) Air lunak proses kapur dan air proses penjernihan yang dianalisa pH, SiO_2, Ca sebagai $CaCO_3$, sulfur sebagai SO^{4-}, Chlor sebagai Cl_2, dan zat padat terlarut.
b) Air bebas mineral, analisis sama dengan penukar ion.
c) Boiled Feed Water, yang dianalisa pH, jumlah CO_2 terlarut, kadar Fe.
d) Air dalam boiler, yang dianalisa pH, jumlah zat padat terlarut, kadar Fe, kadar $CaCO_3$, SO_3, PO_4^{2-}, SiO_2^-
e) Air minum yang dihasilkan dianalisa pH, Chlor, kekeruhan

Untuk mempermudah pelaksanaan programkerja laboratorium, maka laboratorium di pabrik dibagi menjadi 3 bagian :

1. Laboratorium Pengamatan
2. Laboratorium Analitik
3. Laboratorium Penelitian,Pengembangan Dan Lingkungan

5.2.1. Laboratorium Pengamatan

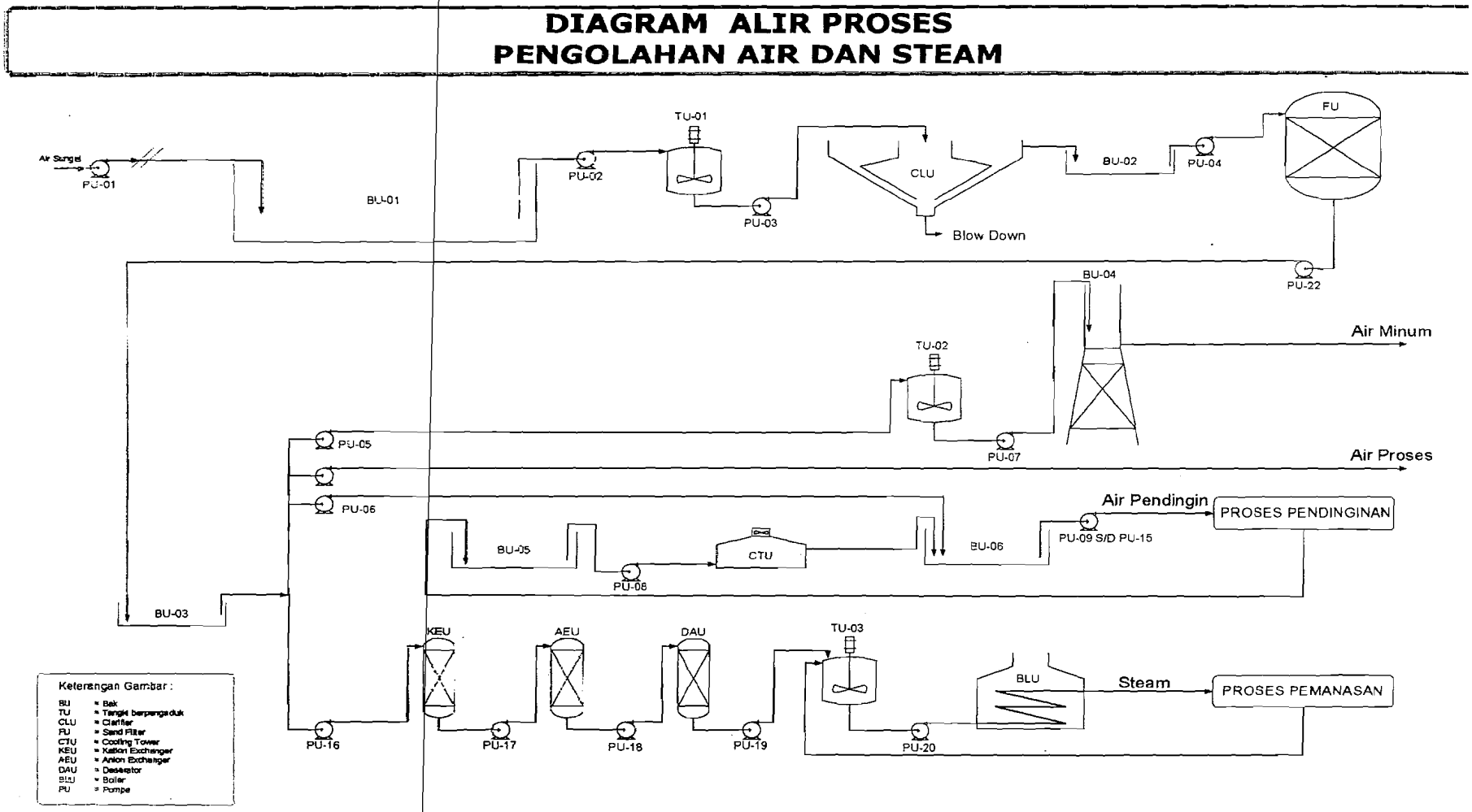
Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa secara fisik terhadap semua aliran yang berasal dari proses produksi maupun tangki serta mengeluarkan "Certificate of Quality" untuk menjelaskan spesifikasi hasil pengamatan. Jadi pemeriksaan dan pengamatan dilakukan terhadap bahan baku dan produk akhir.

5.2.2. Laboratirium Analitik

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan analisa terhadap sifat-sifat dan kandungan kimiawi bahan baku dan produk akhir.

5.2.3. Laboratorium Penelitian,Pengembangan Dan Lingkungan

Kerja dan tugas laboratorium ini adalah melakukan penelitian dan pengembangan terhadap permasalahan yang berhubungan dengan kualitas material dalam proses untuk meningkatkan hasil akhir. Sifat dari laboratorium ini tidak rutin dan cenderung melakukan penelitian hal-hal yang baru untuk keperluan pengembangan



Gambar 5.1. Proses Pengolahan Air dan Steam

Nurul Istiqomah : *01521013*
Yusfandi : *01521208*

BAB VI

EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi terhadap suatu pabrik bertujuan untuk mengetahui apakah pabrik yang dirancang memenuhi uji kelayakan atau tidak untuk didirikan. Oleh karena itu pada pra rancangan pabrik Asam Formiat dan Metanol ini dibuat evaluasi atau penilaian investasi untuk uji kelayakannya. Uji kelayakan ini meliputi besaran-besaran yang masing-masing dinyatakan dalam bentuk angka-angka yaitu :

1. *Return on Invesment (ROI)*
2. *Pay Out Time (POT)*
3. *Break Even Point (BEP)*
4. *Shut Down Point (SDP)*
5. *Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)*

Untuk meninjau faktor-faktor diatas perlu diadakan penaksiran beberapa faktor yaitu :

1. Penaksiran modal industri *(Total Capital Invesment)* yang terdiri atas :
   a. Modal tetap *(Fixed Capital Invesment)*.
   b. Modal kerja *(Working Capital)*.
2. Penentuan biaya produksi total *(Production Invesment)* yang terdiri atas :
   a. Biaya pembuatan *(Manufacturing Cost)*
   b. Biaya pengeluaran umum *(General Expense)*

3. Total pendapatan / penjualan.

4. Analisa kelayakan.

6.1. Penaksiran Harga Alat

Harga peralatan proses selalu mengalami perubahan tergantung pada kondisi ekonomi yang ada. Untuk mengetahui harga peralatan yang ada sekarang, dapat ditaksir dari harga tahun yang lalu berdasarkan indeks harga.

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada saat sekarang adalah :

$$Ex = Ey . \{ Nx / Ny \}$$

Dimana :

Ex = harga alat pada tahun x

Ey = harga alat pada tahun y

Nx = nilai indeks tahun x

Ny = nilai indeks tahun y

Harga indeks ditentukan dengan data *Chemical Engineering Plant (CEP)* cost indeks. Pabrik direncanakan di dirikan pada tahun 2008 Dengan ekstrapolasi data mengikuti persamaan linier, dimana indeks pada tahun 2003 sebesar 410,9 dan tahun 1982 sebesar 315 maka diperoleh indeks pada tahun 2008 adalah 433,4 Nilai tukar mata uang dolar terhadap rupiah diestimasikan 1 US $ = Rp.9300,00. Kapasitas produksi sebesar 25.000 ton/tahun dan direncanakan untuk satu tahun operasi berjalan selama 330 hari.

6.2. Perhitungan Biaya

Asumsi yang dipakai dalam evaluasi ekonomi :

a) Umur alat = 10 tahun

b) Upah buruh asing = US$ 25 / manhour

c) Upah buruh domestik = Rp 20000 / manhour

d) Komposisi jumlah buruh = asing : domestik = 5% : 95%

e) Perbandingan manhour = asing : domestik = 1 : 3

f) Waktu operasi dalam 1 tahun = 330 hari = 8000 jam

g) Kurs rupiah terhadap US Dollar = Rp 9300 / US$

6.2.1. *Capital Investment*

Capital Investment adalah banyaknya pengeluaran-pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya.

Capital Investment terdiri atas :

a) *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment adalah biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas pabrik, terdiri dari :

1. Harga alat + ongkos kirim

   Harga alat proses (PEC) = US$ 889077,02

   Delivery Cost (15% PEC) = US$ 133361,55

   Delivered Equipment Cost (DEC)= US$ 1022438,58

2. Instalansi alat proses

Harga material (11% PEC)	= US$ 97798,47
1 man hour asing = 2 man hour Indonesia	
Upah buruh asing	= US$ 25 / manhour
Upah buruh Indonesia	= US$ 20000 / manhour
Ongkos buruh (32% PEC)	= US$ 284504,65
Dipakai tenaga asing	= 5 %
Ongkos buruh asing	= US$ 14225,23
Ongkos buruh lokal	= Rp 648670596,48
Total instalansi alat proses	= Rp 648670596,48 + US$ 112023,70

3. Piping

Harga material (49% PEC)	= US$ 435647,74
Buruh (37% PEC)	= US$ 328958,50
Buruh asing (5% Labour)	= US$ 16447,92
Buruh Indonesia	= Rp 7500025377,2
Total ongkos pemipaan	= Rp 7500025377,2 + US$ 452095,67

4. Instrumentasi

Material (12% PEC)	= US$ 106689,24
Buruh (3% PEC)	= US$ 26672,31
Buruh asing (5% Labour)	= US$ 1333,62
Buruh Indonesia	= Rp 60812868,42
Total ongkos instrumentasi	= Rp 60812868,42 + US$ 108022,86

5. Isolasi

Material (3% PEC)	= US$	26672,31
Buruh (5% PEC)	= US$	44453,85
Buruh asing (5% Labour)	= US$	2222,69
Buruh Indonesia	= Rp	101354780,7
Total ongkos isolasi	= Rp 101354780,7 + US$ 28895	

6. Instalasi listrik

Estimasi : 10-15% PEC (hal :102)

Diambil : Ongkos Instalasi Listrik = 10 %

Ongkos instalasi listrik	= US$	88907,70

7. Bangunan

Luas bangunan	=	7500 m^2
Harga bangunan	= Rp	1000000 / m^2
Total harga bangunan	= Rp	7500000000

8. Land dan Yard Improvement

Luas tanah	=	20000 m^2
Harga tanah dan perbaikan	– Rp	750000 / m^2
Total harga tanah	= Rp	15000000000

9. Utilitas

Harga alat utilitas di tempat	= Rp	525212650,06
Harga alat utilitas di import	= US$	1596364,08
Delivery cost (15% $PECu_2$)	= US$	239454,61
Harga alat import sampai	= US$	1835818,69

Total harga alat utilitas(PECut) =Rp 525212650,06 + US$ 1835818,69

Biaya pemasangan

Biaya material (11% PECut) = Rp 57773391,51 + US$ 201940,06

Biaya buruh (32% PECut) = Rp 168068048 + US$ 587461,98

Buruh asing (5% Labour) = Rp 8403402,401 + US$ 29373,10

Buruh Indonesia = Rp 1380617097

Total ongkos utilitas = Rp 1972006541,44 + US$ 2067131,85

Physical Plant Cost (PPC) = ∑(point 1 s/d 9)

(PPC) = Rp 26032870164,23 + US$ 3879515,36

10. Engineering dan Construction

Untuk PPC > US$ 5000000, maka ongkos untuk Engineering and Construction diperkirakan sebesar 20% (table 4 hal : 4)

Engineering and Construction = Rp 5206574032,85 + US$ 775903,07

Direct Plant Cost (DPC) = **PPC** + point 10

DPC = Rp 31239444197,07 + US$ 4655418,43

11. Constractor's fee

Diperkirakan sebesar 4-10% DPC. Diambil 5 % DPC

Constractor's fee = Rp1561972209,85 + US$ 232770,92

12. Contingency

Diambil 15% DPC

Contingency = Rp 4685916629,56 + US$ 698312,76

Jadi **Fixed Capital Investment (FC)** = **DPC** + point 11 + point 12

FC = Rp 37487333036,49 + US$ 5586502,12

b) *Working Capital Investment (WCI)*

Working Capital Investment adalah biaya-biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

1. Raw Material Inventory

Estimasi : 1 bulan persediaan bahan baku

RMI = US$ 430805,9574

2. In Process Inventory

Estimasi : 0,5 MC.Hold Up Time

Asumsi : Hold Up Time = 10 jam

IPI = Rp 10181180,28 + US$ 5256,435431

3. Product Inventory

Estimasi : 1 bulan MC

PI = Rp 1357490704 + US$ 700858,0574

4. Extended Credit

Estimasi : 1 bulan penjualan produk

EC = US$ 1396877,736

5. Available Cash

Estimasi : 1 bulan MC

AC = Rp 1357490704 + US$ 700858,0574

Jadi **Working Capital (WC) = RMI +IPI +PI +EC +AC**

WC = Rp 2725162587 + US$ 3234656,243

6.2.2 *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan biaya yang dikeluarkan untuk produksi, merupakan jumlah dari *direct, indirect* dan *fixed manufacturing cost*, yang berkaitan dengan pembuatan produk.

a) Direct Manufacturing Cost (DMC)

Direct Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dalam pembuatan produk.

1. Bahan baku = US$ 5169671,49
2. Buruh = Rp 1977220000
3. Supervision (20% buruh) = Rp 395444000
4. Maintenance (7% buruh) = Rp 138405400
5. Plant Supplies(15% maint) = Rp 20760810
6. Royalty and Patents (5% penjualan produk) = US$ 838126,6414
7. Utilitas = Rp 6215457938

Jadi *Direct Manufacturing Cost (DMC)* = ∑ (point 1 s/d 7)

DMC = Rp 8747288148 + US$ 6007798,13

b) Indirect Manufacturing Cost (IMC)

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran-pengeluaran sebagai akibat tidak langsung karena operasi pabrik.

1. Payroll Overhead (20% buruh) = Rp 395444000
2. Laboratory (15% buruh) = Rp 296583000
3. Plant Overhead (100% buruh) = Rp 1977220000
4. Packaging, Shipping (10% penjuln produk) = US$ 1676253,283

Jadi *Indirect Manufacturing Cost (IMC)* = ∑ (point 1 s/d 4)

IMC = Rp 2669247000 + US$ 1676253,28

c) *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

Fixed Manufacturing Cost merupakan harga yang berkaitan dengan *Fixed Capital* dan pengeluaran-pengeluaran yang bersangkutan dimana harga tetap, tidak bergantung pada waktu dan tingkat produksi.

1. Depreciation

   Umur pabrik = 10 tahun

   Sehingga Depreciation : 10% FC = Rp 3748733304 + US$ 558650,2
2. Property Takes (2% FC) = Rp 749746660,7+US$ 111730,04
3. Insurance (1% FC) = Rp 374873330,4 + US$ 558650,2

Jadi *Fixed Manufacturing Cost (FMC)* = ∑ (point 1 s/d 3)

FMC = Rp 4873353295 + US$ 726245,2755

Jadi **Manufacturing Cost (MC)** = **DMC +IMC +FMC**

MC = Rp 16289888442 + US$ 8410296,69

6.2.3 *General Expense*

General Expense atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk *manufacturing cost*

1. Administration (5% MC)

AE = Rp 814494422,1 + US$ 420514,8344

2. Sales (15% MC)

SE = Rp 2443483266 + US$ 1261544,503

3. Research (5% MC)

RE = Rp 814494422,1 + US$ 420514,8344

4. Finance (15% WC + 10% MC)

FE = Rp 4157507692 + US$ 1043848,648

6.3. Analisis Kelayakan

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan analisa /evaluasi kelayakan.

Sebelumnya analisis kelayakan maka dilakukan analisis keuntungan seperti berikut :

a. Profit before taxes (Pb) = Penjualan Produk – Total Cost

Pb = Rp 23894195622

b. Pajak keuntungan – 50 % Pb

c. Profit after taxes (Pa) = 50 % . Rp 23894195622 = Rp 11947097811

6.3.1. *Percent Return on Investment (ROI)*

Return on Investment adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengenbalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{ROI (b)} = \frac{\text{Pr}ofit \text{ sebelum pajak}}{FC} X\,100\% = \frac{23894195622}{89441802743} X\,100\%$$

$$= 26{,}7148\ \%$$

$$\text{ROI (a)} = \frac{\text{Pr}ofit \text{ sesudah pajak}}{FC} X\,100\% = \frac{11947097811}{89441802743} X\,100\%$$

$$= 13{,}3574\ \%$$

6.3.2. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time adalah waktu yang diperlukan sebagai fixed capital investment yang ditanamkan dapat kembali atas dasar keuntungan setiap tahun.

$$\text{POT(b)} = \frac{FC}{(\text{Pr}ofit \text{ sebelum pajak} + 0.1FC)}$$

$$= \frac{89441802743}{(23894195622 + 0{,}1.89441802743)} = 2{,}7237 \text{ tahun}$$

$$\text{POT(a)} = \frac{FC}{(\text{Pr}ofit \text{ sesudah pajak} + 0.1FC)}$$

$$= \frac{89441802743}{(11947097811 + 0{,}1.89441802743)} = 4{,}2813 \text{ tahun}$$

6.3.3. *Break Even Point (BEP)*

Break Even Point adalah titik impas (kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan atau kerugian). Kapasitas produksi saat sales sama dengan *total cost.* Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan untung jika beroperasi diatasnya. Perhitungan BEP dilakukan dengan menggunakan rumus sebagai berikut :

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\ \%$$

Dimana :

Fa = *Annual fixed espense:*

1. Depretiation		= Rp	8944180274
2. Property Tax		= Rp	1788836055
3. Insurance		= Rp	11627434357
	Fa	= Rp	11627434357

Ra = *Annual regulated espense:*

1. Buruh		= Rp	1977220000
2. Supervision		= Rp	395444000
3. Maintenance		= Rp	138405400
4. Plant Supplies		= Rp	20760810
5. Laboratory		= Rp	296583000
6. Payroll Overhead		= Rp	395444000
7. Plant Overhead		= Rp	1977220000
8. General Expense		= Rp	37491712035
	Ra	= Rp	42692789245

Va = *Annual variable espense :*

1. Raw Material		= Rp	48077944850
2. Patent dan Royalties		= Rp	7794577765
3. Utility		= Rp	6215457938
4. Shipping dan Packaging		= Rp	15589155531
	Va	= Rp	77677136084

Sa = *Annual sales value* = Rp 155891555300

$$BEP = \frac{Fa + 0.3Ra}{Sa - Va - 0.7Ra} \times 100\ \%$$

$$= \frac{11627434357 + 0{,}3.42692789245}{155891555300 - 77677136084 - 0{,}7.42692789245} \times 100\ \%$$

$$= 50{,}5598\ \%$$

6.3.4. *Shut Down Point (SDP)*

Shut down point adalah persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam setahun, maka pabrik harus berhenti operasi atau tutup.

$$SDP = \frac{0.3Ra}{(Sa - Va - 0.7Ra)} \times 100\ \%$$

$$= \frac{0{,}3.42692789245}{155891555300 \quad 77677136084 - 0{,}7.42692789245} \times 100\ \%$$

$$= 26{,}5011\ \%$$

6.3.5. *Discounted Cash FlowRate of Return (DCFRR)*

Analisis kelayakan ekonomi dengan menggunakan *"Discounted Cash Flow Rate of Return"*dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atas investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik *"Rate of return both on discounted cash flom"* adalah laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat

membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik (10 tahun).

$(FC+WC)(1+i)^n - (SV+WC) = C\{(1+i)^{n-1} + (1+i)^{n-2} + \ldots + (1+i) + 1\}$

Dimana :

n = umur pabrik = 10 tahun

WC = Working capital = Rp 32807465651

FC = Fixed capital = Rp 89441802743

SV = Salvage value = 10 %. FC

= Rp 8944180274

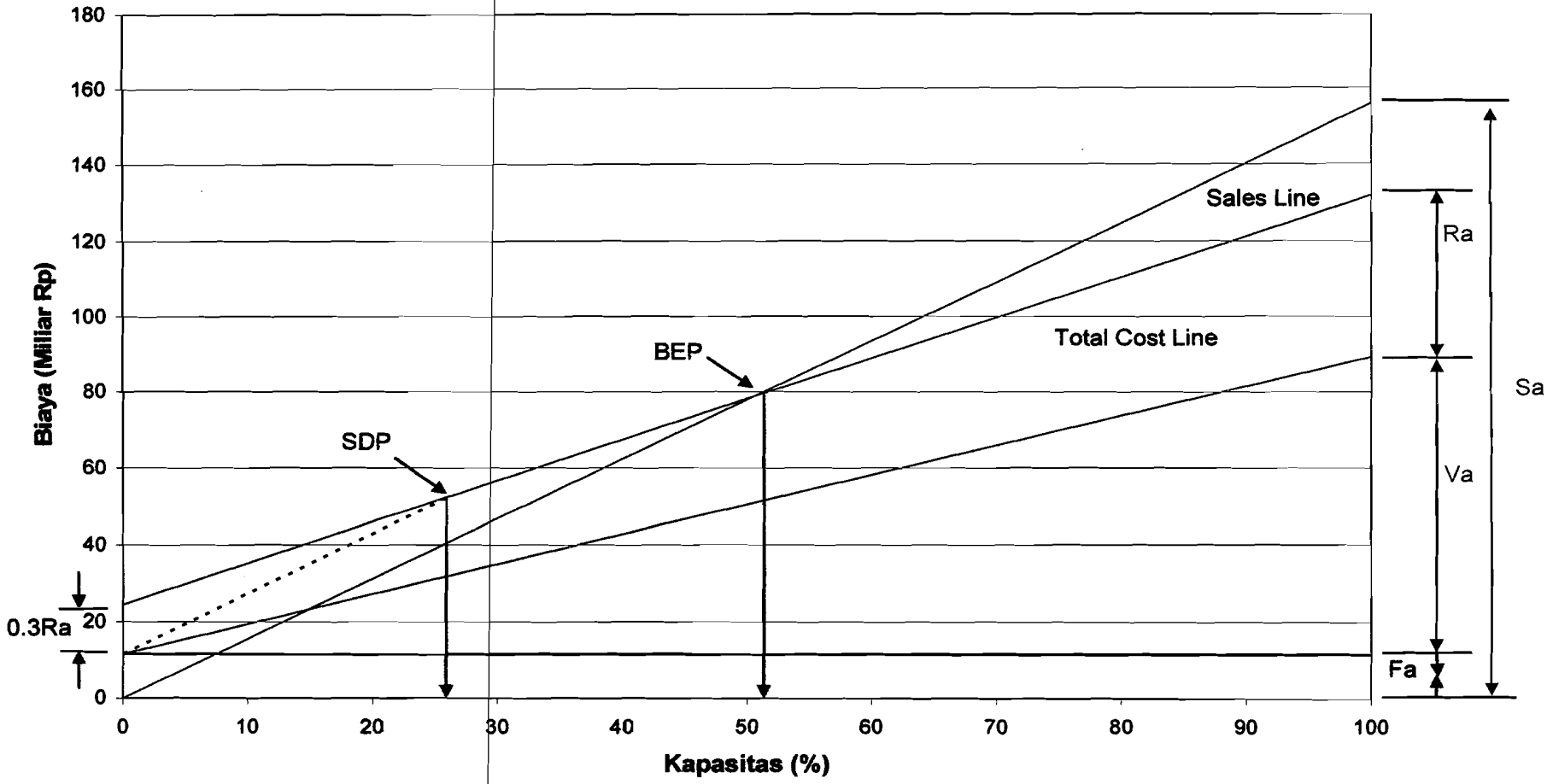
C = Annual cost

= Profit after tax + Depresiation + Finance

= Rp 58382990120

Setelah ditrial maka didapatkan i = 0,4708913 = 47,08913 %

Bunga bank saat ini 10 sampai 14 %.



Gambar 6.1. Hubungan Kapasitas Produksi dan Biaya

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil analisis dari proses dan analisa teknis terhadap pabrik Asam Formiat dan Methanol dari Metil Formiat maka dapat diambil kesimpulan :

1. Pabrik Asam Formiat dan Methanol ini, direncanakan akan didirikan di Cilegon, Banten. Karena dekat dengan sungai Jombang dan pelabuhan serta merupakan kota industri.
2. Ditinjau dari segi peralatan, proses pembuatan / mekanisme proses, maka pabrik Asam Formiat dan Methanol digolongkan sebagai pabrik yang beresiko rendah karena berjalan pada tekanan atmosferik. Dan produk yang dihasilkan mempunyai kemurnian yang tinggi yaitu 85 %.

Hasil analisis kelayakan pabrik tersebut untuk kapasitas produksi 25.000 ton/tahun adalah sebagai berikut :

1. Keuntungan sebelum pajak (Pb) sebesar Rp 23.894.195.622,00 / tahun

   Keuntungan sesudah pajak (Pa) sebesar Rp 11.947.097.811,00 / tahun
2. ROI sebelum pajak sebesar 26,71 %

   ROI sesudah pajak sebesar 13,35 %

   Syarat :ROI minimum untuk pabrik beresiko rendah adalah 11 % (Aries dan Newton, 1955).
3. POT sebelum pajak (POTb) selama 2,72 tahun

   POT sesudah pajak (POTa) selama 4,28 tahun

   Syarat : Batas maksimum untuk pengembalian modal adalah selama 5 tahun (Aries dan Newton, 1955)..

4. Break Even Point (BEP) sebesar 50,56 %

   Shut Down Point (SDP) sebesar 26,5 %

   Syarat : Nilai BEP untuk pabrik beresiko rendah berkisar antara 40-60% ,nilai SDP untuk pabrik beresiko rendah berkisar antara 20-30 % (Aries dan Newton, 1955).

4. Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR) sebesar 47,09 %

   Syarat : Nilai minimum DCFRR sebesar 1,5 x bunga bank (Deposito). Dimana bunga bank kira-kira 10-14 % (Aries dan Newton, 1955)..

Dari hasil evaluasi ekonomi di atas maka pabrik asam formiat dan methanol sangat menarik dan **layak untuk didirikan.**

DAFTAR PUSTAKA

Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, "**Chemical Engineering Cost Estimation**", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Backhhurst, J.R., and Harker, J.H., 1973, "**Process Plant Design**", Heunemann Educational Books, London.

Biro Pusat Statistik,1997-2003, "**Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia**", Indonesia foreign, Trade Statistic Import, yogjakarta.

Brown, G.G., 1978, "**Unit Operation**", Modern Asia Edition, John Willey and Sons. Inc., New York.

Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, "**Process Equipment Design**", 2nd Ed., John Willey and Sons. Inc., New York.

Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, "**Chemical Engineering Design**", 6nd Ed., vol 6, Pergamon Pess, Oxford.

Geankoplis, J.Christie.,1978, "**Transport Process and Unit Operation**", Prentice Hall International.

Evan, F.L., 1974,"**Equipment Design Hand Book**", Gulf Publishing Company, Houston.

Kern, D.Q., 1983, "**Process Heat Transfer**", International Student Edition, Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Kirk, K.E., and Ortmer, D.F., "**Encyclopedia of Chemical Technology**", John Willey and Sons. Inc., New York.

Ludwing, E.E.,1965, "**Applied Process Design for Chemical an Petrochemical Plant**", vol 1,2,3, Gulf Publishing Company, Houston.

Perry, J.H., and Chilton, C.H., 1984, "**Chemical Engineering Hand Book**", 6th Ed., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Peters, M.S., and Timmerhause, K.D., 1968, "**Plant Design and Economic for Chemical Engiine's**", 3rd cd., Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Powell, S., "**Water Condition for Industry**", Mc. Graw Hill Book Co.Inc., New York.

Treyball, E., "**Mass Transfer Operation**", International Student Edition, Koagakusha Company, Tokyo.

Ullrich, G.D., 1984, "**A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics**", John Willey and Sons. Inc., New York.

Wallas, S.M., 1959, "**Chemical Process Equipment**", Mc. Graw Hill Book Koagakusha Company, Tokyo.

www.mache.com, "Indeks of Material and Calculation".

www.uspto.GOV/PATFT.

LAMPIRAN





Parameter				Harga Satuan (US $)					Harga Total (US$)
				th 1954	th 1982	th 2003	th 2008		
Jenis Alat	Var	Nilai Var 1	Nilai Var 2	N = 90	N = 315	N = 410.9	N = 433.4	Jml	(th 2008)
Reaktor Alir Pipa	D	1.0500		8.0000			38.52	1	38.52
Reaktor Alir Pipa	D	2.3800		13.0000			62.60	1	62.60
Packing Column	D	47.6378		700.0000			3370.89	1	3370.89
Packing Column	D	38.5827		500.0000			2407.78	1	2407.78
Packing Column	D	20.4724		250.0000			1203.89	1	1203.89
Vertikal Drum	D	41.4862		680.0000			3274.58	1	3274.58
Conical Roof, Flat Bottomed	V	237457.2807				119700	126254.51	1	126254.51
Conical Roof, Flat Bottomed	V	154744.0933				90600	95561.06	1	95561.06
Conical Roof, Flat Bottomed	V	174718.4654				98000	103366.27	1	103366.27
Horizontal Vessel	V	0.9876				18600	19618.50	1	19618.50
Horizontal Vessel	V	2.1498				25300	26685.37	1	26685.37
Horizontal Vessel	V	2.8706				28800	30377.03	1	30377.03
Horizontal Vessel	V	0.1934				12000	12657.09	1	12657.09
HE 1-2, Floating Head	A	305.7272				17000	17930.88	1	17930.88
HE 1-2, Floating Head	A	6153.2090				108400	114335.75	1	114335.75
HE 1-2, Floating Head	A	2794.9943				63400	66871.65	1	66871.65
HE 1-2, Floating Head	A	215.8861				14100	14872.09	1	14872.09
HE 1-1, Floating Head	A	521.2864				22800	24048.48	1	24048.48
HE 1-6, Floating Head	A	622.0765				25100	26474.42	1	26474.42
Double Pipe Heat Exchanger	A	13.2547				800	843.81	1	843.81
Double Pipe Heat Exchanger	A	42.4405				1000	1054.76	1	1054.76
Double Pipe Heat Exchanger	A	35.3519				1000	1054.76	1	1054.76
HE 1-2, Floating Head	A	462.6411				21400	22571.82	1	22571.82
Double Pipe Heat Exchanger	A	32.4962				1000	1054.76	1	1054.76
Double Pipe Heat Exchanger	A	84.9988				1200	1265.71	1	1265.71
Vertical Thermosypon	A	2321.6671				55900	58960.96	1	58960.96
Vertical Thermosypon	A	898.0820				30800	32486.54	1	32486.54
Vertical Thermosypon	A	279.1327				16200	17087.08	1	17087.08
Centrifugal, Single Stage	DPD	1.25				2700	2847.85	2	5695.69
Centrifugal, Multi Stage	DPD	1				2300	2425.94	2	4851.89
Centrifugal, Multi Stage	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal, Multi Stage	DPD	1.25				2700	2847.85	2	5695.69
Centrifugal, Multi Stage	DPD	2				3500	3691.65	2	7383.30
Centrifugal, Single Stage	DPD	1.25				2700	2847.85	2	5695.69
Centrifugal, Multi Stage	DPD	1				2300	2425.94	2	4851.89

Centrifugal, Single Stage	DPD	2				3500	3691.65	2	7383.30
Centrifugal, Multi Stage	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal, Single Stage	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal, Single Stage	DPD	1				2300	2425.94	2	4851.89
Centrifugal, Single Stage	DPD	1				2300	2425.94	2	4851.89
									889077.02

Parameter				Harga Satuan (US $)					Harga Total (US$)
				th 1954	th 1982	th 2003	th 2008		
Jenis Alat	Var	Nilai Var 1	Nilai Var 2	N = 90	N = 315	N = 410.9	N = 433.4	Jml	(th 2008)
Agitated Tank	Vt	2581.2823		4000.0000			19262.22	1	19262.22
Circular Clarifier	A , D	97.5159	11.1456		95061.973		130793.20	1	130793.20
Packing Tower	D	217.3501		1100.0000			5297.11	1	5297.11
Agitated Tank	Vt	161.8054		1060.0000			5104.49	1	5104.49
Induced Draft	Q	422.5953				102700	108323.63	1	108323.63
Packing Tower	D	22.7699		270.0000			1300.20	1	1300.20
Packing Tower	D	17.6375		200.0000			963.11	1	963.11
Packing Tower	D	39.4386		500.0000			2407.78	1	2407.78
Cylindrical Vessel	Vt	635.8610		1100.0000			5297.11	1	5297.11
Oil Steam Boiler	Qw	21225.7162				322000	339632.03	1	339632.03
Turbo Blower	WB	1895.3423				4000	4219.03	1	4219.03
Centrifugal, 1 Stage	P	32.0000				22700	23943.00	1	23943.00
Turbo Generator	kVA	2000.0000		110000.0000			529711.11	1	529711.11
Conical Roof,Flat Bottom	V	603018.5079				219300	231308.40	1	231308.40
Centrifugal	DPD	5				6200	6539.50	2	13079.00
Centrifugal	DPD	5				6200	6539.50	2	13079.00
Centrifugal	DPD	5				6200	6539.50	2	13079.00
Centrifugal	DPD	5				6200	6539.50	2	13079.00
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	5				6200	6539.50	2	13079.00
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	10				9400	9914.72	2	19829.45
Centrifugal	DPD	3				4500	4746.41	2	9492.82
Centrifugal	DPD	3				4500	4746.41	2	9492.82
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08

Centrifugal	DPD	3.5				5000	5273.79	2	10547.58
Centrifugal	DPD	6				6900	7277.83	2	14555.66
Centrifugal	DPD	6				6900	7277.83	2	14555.66
Centrifugal	DPD	3.5				5000	5273.79	2	10547.58
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	0.75				1900	2004.04	2	4008.08
Centrifugal	DPD	1.5				3000	3164.27	2	6328.55
									1596364.08

Parameter			Harga Satuan (Rp)			Harga
			th 2003	th 2008		Total (Rp)
Jenis Alat	Var	Nilai Var	N = 410.1	N = 433.4	Jml	(th 2008)
Bak Beton	V	1404.8248	2.810E+08	2.969E+08	1	296928105
Bak Beton	V	58.4847	1.170E+07	1.236E+07	1	12361497
Bak Beton	V	58.4847	1.170E+07	1.236E+07	1	12361497
Bak Beton	V	12.2500	2.450E+06	2.589E+06	1	2589197.8
Bak Beton	V	422.5953	8.452E+07	8.932E+07	1	89321046
Bak Beton	V	528.2441	1.056E+08	1.117E+08	1	111651307
						525212650

Reator



Nurul Istiqomah : 01521013

Yusfandi : 01521208

PRELIMINARY HYDROLIZER

Fungsi : Mereaksikan Metil Formiat sebanyak 2105,601 kg/jam dan air sebanyak 913,6862 kg/jam sehingga dihasilkan senyawa Methanol sebanyak 313,8867 kg/jam dan Asam formiat sebanyak 337,926 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Pipa.

Proses : Adiabatis.

Kondisi Operasi :

Suhu : 120 °C.

Tekanan : 10 atm.

A. Kinetika Reaksi

Reaksi : Metil Formiat + air $\longleftrightarrow$ Asam Formiat + Metanol

$HCOOCH_{3(aq)} + H_2O_{(aq)} \longleftrightarrow HCOOH_{(aq)} + CH_3OH_{(aq)}$

a b c d

Persamaan Laju Reaksi

Reaksi reversible dengan orde 1 terhadap masing-masing reaktan.

$$(-ra) = k1.Ca.Cb - k2.Cc.Cd \quad \text{.....(1)}$$

$$(-ra) = k1\ [Ca.Cb - \frac{Cc.Cd}{K}] \quad \text{.....(2)}$$

Dengan : (-ra) = laju reaksi Metil Formiat, kmol/m^3jam

k1 = konstanta laju reaksi, m^3/kmol.jam

K = konstanta kesetimbangan reaksi = [Cc.Cd] / [Ca.Cb] = k1 / k2

Ca = konsentrasi Metil Formiat, kmol/m^3

Cb = konsentrasi Air, kmol/m^3

Cc = konsentrasi Asam Formiat, kmol/m^3

Cd = konsentrasi Metanol, kmol/m^3

Berdasarkan data dari US.Patent no 4.299.981 (1981) disebutkan :

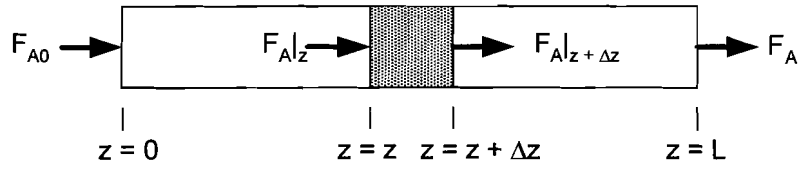
1. Reaksi berlangsung dalam reactor pipa
2. Waktu tinggal yang dibutuhkan = 20 detik

Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

3. Konversi yang dicapai = 95 % dari konversi setimbang

Penurunan matematis kinetika reaksi

Asumsi : Laju alir volumetric aliran di dalam pipa tetap.



Neraca massa a disekitar inkremen volum

Laju a masuk – Laju a keluar – Laju reaksi a = Laju Akumulasi

$$F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} - (-r_a)V = 0 \qquad \text{.....(3)}$$

$$\frac{d}{dz}\left(\frac{F_a}{V}\right) = -(-r_a)$$

$$\frac{dC_a}{d\left(\frac{F_v}{V}\right)} = -k_1\left(C_a.C_b - \frac{C_c.C_d}{K}\right)$$

Dengan : $t = \frac{v}{Fv}$

Sehingga : $\frac{dC_a}{dt} = -k_1\left(C_a.C_b - \frac{C_c.C_d}{K}\right)$ .....(4)

Dengan : Ca = Ca0 (1-Xa) ⟶ dCa = - Ca0 dXa

Cb = Ca0 (M-Xa) ⟶ M = Cb0 / Cao

Cc = Ca0 (N+ Xa) ⟶ N = Cc0 / Ca0

Cd = Ca0 (P+Xa) ⟶ P = Cd0 / Ca0

Sehingga :

$$-C_{a0}\frac{dX_a}{dt} = -k_1\left(C_{a0}(1-X_a).C_{a0}(M-X_a) - \frac{C_{a0}(N+X_a).C_{a0}(P+X_a)}{K}\right)$$

$$k_1 = \frac{K}{tC_{a0}}\int_0^{X_a}\frac{dX_a}{\left(K(1-X_a)(M-X_a) - (N+X_a)(P+X_a)\right)} \qquad \text{.....(5)}$$

Nurul Istiqomah *(01521013)*
Yusfandi *(01521208)*

Menghitung Konversi a, Konversi setimbang, dan Konstanta Kesetimbangan.

Neraca massa di Main Hydrolizer (U.S. Patent 4.299.981, 10 Nov 1981). :

No	Komponen	BM	Input			Output		
		Kg/kmol	lb/jam	kg/jam	kmol/jam	lb/jam	kg/jam	kmol/jam
1	Metil Formiat	60,0524	18594	8434.09	140.4455	16116	7310.089	121.7285
2	Air	18,0152	2340	1061.405	58.91721	1597	724.3864	40.20974
3	Asam Formiat	46,0256	745	337.926	7.342132	2645	1199.751	26.06703
4	Metanol	32,042	692	313.8857	9.79607	2013	913.0807	28.49637
			22371	10147.31	216.5009	22371	10147.31	216.5016

No	Komponen	Fw	Rho	Fv
		kg/jam	kg/m³	m³/jam
1	Metil Formiat	8434.09	821.8267	10.26261
2	Air	1061.405	942.4922	1.126169
3	Asam Formiat	337.926	1086.897	0.310909
4	Metanol	313.8857	685.0849	0.45817
		10147.31		12.15786

Data Rho didapat dari chemcad.

Mencari Fv = $\frac{Massa(input)}{Rho}$ $\frac{kg/jam}{kg/m3}$, Fv = m³/jam.

Metil Formiat yang bereaksi = Metil Formiat input –Metil Formiat output

= 140,4455 – 121,7285 kmol/jam

= 18,717 kmol/jam.

Mencari konversi Metil Formiat (XA) = $\frac{Metil_formiat_bereaksi}{input_metil_formiat}$

$= \frac{18{,}717 kmol/jam}{140{,}4455 kmol/jam} = 0{,}133269$

Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

Mencari Konversi setimbang (XAe) $= \frac{XA}{0,95}$

$= \frac{0,133269}{0,95}$

$= 0,140283.$

Jadi nilai Konstanta kesetimbangan (K) adalah :

$$K = \frac{C_c.C_d}{C_a.C_b} = \frac{C_{a0}(N+X_{eq}).C_{a0}(P+X_{eq})}{C_{a0}(1-X_{eq}).C_{a0}(M-X_{eq})} = \frac{(N+X_{eq})(P+X_{eq})}{(1-X_{eq})(M-X_{eq})}$$

Dimana : M = Fb0 / Fao = 0,4195023

N = Fc0 / Fa0 = 0,0522774

P = Fd0 / Fa0 = 0,06975

$$K = \frac{(N+XAe).(P+XAe)}{(1-XAe).(M-XAe)}$$

$$= \frac{(0,052277+0,140283).(0,06975+0,140283)}{(1-0,140283).(0,419502-0,140283)}$$

K = 0,1684819

Konsentrasi a diumpan reaktor :

Ca0 = Fa0 / Fv = 11,551826 kmol/m^3.

Menghitung konstanta laju reaksi ke kanan (k1)

Diketahui : Konstanta Kesetimbangan K = 0,1684819

Waktu Tinggal t = 20 detik = 0,005556 jam

Konsentrasi a umpan Ca0 = 11,551826 kmol/m^3

Persamaam (5) disederhanakan menjadi :

k1 = G1.F1 .....(6)

Dimana : G1 : K / t.Ca0 = 2,6252771 m^3/kmol.jam

$$F1 = \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{\left(K(1-X_a)(M-X_a)-(N+X_a)(P+X_a)\right)} \qquad .....(7)$$

Persamaam (7) dapat diselesaikan dengan Metode Simpson Rule.

$$\int_{X_{a0}}^{X_{aN}} y dX_a = \frac{\Delta X_a}{3}\left[y_0 + 4y_1 + 2y_2 + ... + 2y_{N-2} + 4y_{N-1} + y_N\right] \qquad .....(8)$$

Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

Dengan : Konversi mula-mula Xa0 = 0

Konversi akhir XaN = 0,133269

Jumlah inkremen integrasi N = 10

$$\Delta X_a = \frac{X_{aN} - X_{a0}}{N} = 0{,}0133269$$

$$y = \frac{1}{K(1-X_a)(M-X_a)-(N+X_a)(P+X_a)} \qquad \text{.....(9)}$$

Tabulasi Perhitungan Integrasi Numeris dengan Metode Simpson.

n	Xa	1-Xa	M-Xa	N+Xa	P+Xa	y	f	sigma
0	0	1	0.419502	0.052277	0.06975	14.9182	1	14.9182
1	0.01332688	0.986673	0.406175	0.065604	0.083077	16.11058	4	64.44232557
2	0.026653759	0.973346	0.392849	0.078931	0.096404	17.60116	2	35.20231093
3	0.039980639	0.960019	0.379522	0.092258	0.109731	19.50742	4	78.02969916
4	0.053307519	0.946692	0.366195	0.105585	0.123057	22.01904	2	44.03807219
5	0.066634398	0.933366	0.352868	0.118912	0.136384	25.46305	4	101.852182
6	0.079961278	0.920039	0.339541	0.132239	0.149711	30.45569	2	60.91138067
7	0.093288157	0.906712	0.326214	0.145566	0.163038	38.3124	4	153.2496099
8	0.106615037	0.893385	0.312887	0.158892	0.176365	52.43161	2	104.8632126
9	0.119941917	0.880058	0.29956	0.172219	0.189692	85.11828	4	340.4731167
10	0.133268796	0.866731	0.286233	0.185546	0.203019	242.1961	1	242.1961126
								1240.176227

Diperoleh : $F1 = \frac{\Delta X_a}{3} \sum f.y = 0{,}5092264$

Sehingga : k1 = G1.F1 = 14,463246 m^3/kmol.jam

Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

B. Panas Reaksi

Perhitungan Panas Reaksi Standart

Data panas pembetukan standart (table 3-206, Perry, 1980)

Komponen	ΔHf0	
	kcal/mol	J/kmol
Metil Formiat	-95.26	-4.00E+08
Metanol	-57.04	-2.40E+08
Air	-68.3174	-2.87E+08
Asam Formiat	-97.8	-4.11E+08

Panas reaksi standart pada suhu 25 ^{0}C dicari dengan persamaan berikut :

$$\Delta H_{R0} = \sum_{produk} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{reaktan} v_i \Delta H_{f0}$$

Dengan :

$$\Delta C_P = \sum_{Produk} v_i C_{P,i} - \sum_{Reaktan} v_i C_{P,i}$$

Kesimpulan : Reaksi Endotermis

Perhitungan Panas Reaksi pada suhu T

$$\Delta H^0_{R,T} = \Delta H^0_{R,298K} + \int_{Tref}^{T} \Delta C_P dT$$

Dengan : $\Delta C_P = \sum_{Produk} v_i C_{P,i} - \sum_{Reaktan} v_i C_{P,i}$

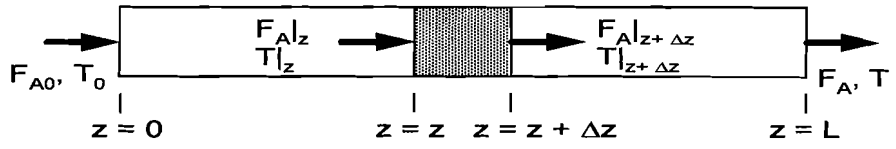
Reaktor dirancang beroperasi secara adiabatis, karena panas reaksi endotermis maka akan terjadi penurunan suhu sepanjang reaktor.

C. Perancangan Reaktor

Model Matematis Perancangan Reaktor

Asumsi : 1. Laju Alir volumetrik tetap.

2. Steady State.



Nurul Istiqomah *(01521013)*
Yusfandi *(01521208)*

Neraca massa a di sekitar inkremen volum.

Laju A masuk - Laju A keluar – Laju reaksi A = Laju Akumulasi.

$$F_a|_z - F_a|_{z+\Delta z} - (-r_a)A\Delta z = 0 \qquad \text{.....(10)}$$

$$\frac{dF_a}{dz} = -(-r_a)A$$

Dimana : Fa = Fa0 (1-Xa) $\longrightarrow$ dFa = -Fa0 dXa

Sehingga :

$$-F_{a0}\frac{dX_a}{dz} = -(-r_a)A$$

$$\frac{dX_a}{dz} = \frac{(-r_a)A}{F_{a0}} \qquad \text{.....(11)}$$

Neraca Panas di sekitar inkremen volum

Laju panas masuk–Laju panas keluar–Laju panas reaksi = Laju Akumulasi panas

$$\sum \Delta H_i|_z - \sum \Delta H_i|_{z+\Delta z} - (-r_a)(-\Delta H_R)A\Delta z = 0 \qquad \text{.....(12)}$$

$$\frac{d\sum \Delta H_i}{dz} = -(-r_a)(-\Delta H_R)A$$

Dimana : Hi = Fa.Cpi.(T-T $_{ref}$) $\longrightarrow$ dHi = Fa.Cpi.Dt

Sehingga :

$$\sum F_i C_{pi}\frac{dT}{dz} = -(-r_a)(-\Delta H_R)A$$

$$\frac{dT}{dz} = -\frac{(-r_a)(-\Delta H_R)A}{\sum F_i C_{pi}} \qquad \text{.....(13)}$$

Persamaan (11) dan (13) dapat diselesaikan dengan cara numeris menggunakan Metode Runge-Kutta :

Initial Condition

Z = 0

Xa = 0

$T = T_{input}$

Literasi berhenti pada saat ⟶ Xa ≥ Xa design = 0,1949

Kondisi umpan reaktor

Komponen	BM	rho (kg/m^3)	kmol/jam	kg/jam	m^3/jam
Metil Formiat	60.0524	821.8267	35.062728	2105.601	2.562099
Metanol	32.042	942.4922	0	0	0
Air	18.0152	1086.8966	50.717514	913.68616	0.840638
Asam Formiat	46.0256	685.0849	0	0	0
			85.780242	3019.2871	3.402736

Diameter Pipa Optimum

Laju alir massa G = 3019,2871 kg/jam

= 0,8387 kg/detik

Densitas ρL = 887,3116 kg/m^3

Diameter pipa optimum :

$D_{opt} = 226\ G^{0,5}\ P^{-0,35}$ (coulson,161)

= 19,2346 mm

= 0,7573 inc

Dipilih pipa dengan spesifikasi berikut :

NPS = 0,75 inc

Sch.N = 40

ID = 0,824 inc

OD = 1,05 (Perry,6-42)

Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

D. Dimensi Reaktor

Dari perhitungan menggunakan program komputer diperoleh :

Spesifikasi Reaktor :

Nominal Pipe Size	= NPS	= 0,75 in	= 0,01905	m
Schedule Number	= Sch.N	= 40		
Diameter Dalam	= ID	= 0,824 in	= 0,02093	m
Diameter Luar	= OD	= 1,O5 in	= 0,002667	m
Panjang Pipa Standart	= Ip	= 18 ft	= 5,4864	m
Panjang Reaktor	= zp	= 35,43309 ft	= 10,8	m
Panjang Reaktor Standart		= 36 ft	= 10,9728	m
Jumlah Hairpin terhitung	= nh	= 0,984252		
Jumlah Hairpin design		= 1		
Pressure Drop	= ΔP	= 0,665316	= 9,780144 psi	

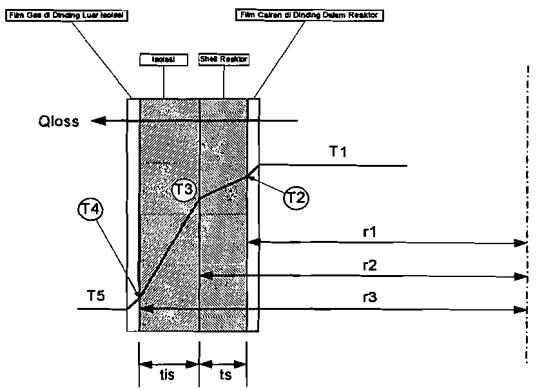
E. Perhitungan Luas Permukaan Reaktor

Luas permukaan dalam $Ai = phi.ID.zp = 0{,}721121\ m^2$

Luas permukaan luar $Ao = phi.OD.zp = 0{,}918904\ m^2$

F. Perancangan Tebal Isolasi

Isolasi diperlukan agar suhu dinding reaktor tidak terlalu tinggi demi keamanan dan kenyamanan kerja operator.



Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

Keterangan Gambar :

T1 = suhu cairan dalam reaktor

T2 = suhu dinding dalam reaktor

T3 = suhu dinding luar reaktor

T4 = suhu dinding luar isolasi

tis = tebal isolasi

ts = tebal dinding reaktor

r1 = jari-jari dalam reaktor

r2 = jari-jari luar reactor = r1 + ts

r3 = jari-jari luar isolasi = r2 + ti

Dirancang : T_4(Tw) <= 50 °C = 122 °F = 582 R

T_1 = 120 °C = 248 °F = 708 R

T_5 = Tu = 30 °C = 86 °F = 546 R

ID = 0,02093 m = 0,0686667 ft

zp = 10,9728 m = 36 ft

r_1 = 0,010465 m = 0,0343334 ft

tp = 0,00287 m = 0,00094167 ft

r_2 = 0,013335 m = 0,043750 ft

Tahap-tahap perpindahan panas dari cairan dalam reactor ke lingkungan sekitar :

1. Konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor.

$$Q_1 = h_{c1} A_i (T_1 - T_2)$$

Dengan : hc_1= Koefisien perpindahan panas konveksi dari cairan ke dinding dalam reaktor, Btu/jam.ft^2.R

Asumsi : hc_1 >> sehingga $T_1 \sim T_2$

2. Konduksi dari dinding dalam reaktor ke dinding dalam reaktor.

$$Q_2 = \frac{2\pi z_p k_s (T_2 - T_3)}{\ln\left(r_2 / r_1\right)}$$

Dengan : ks= Konduktifitas bahan reaktor (baja), Btu/jam.ft^2. (R/ft)

3. Konduksi melalui dinding isolasi.

$$Q_3 = \frac{2\pi z_p k_{is}(T_3 - T_4)}{\ln\left(r_3/r_2\right)}$$

Dengan : kis = Konduktifitas bahan isolator, Btu/jam.ft^2.(R/ft)

4. Konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar.

$$Q_4 = (h_{c2} + h_r) A_{ois}(T_4 - T_3)$$

Dengan : hc_2 = Koefisien perpindahan panas konveksi dari dinding luar isolasi, Btu/jam.ft^2.R

hr = Koefisien perpindahan panas radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar, Btu/jam.ft^2.R

A_{ois} = Luas permukaan dinding luar isolasi, ft^2

Asumsi : tidak ada akumulasi panas (steady state)

Sehingga, Qloss = $Q_1 = Q_2 = Q_3 = Q_4$

Dipilih isolasi dengan spesifikasi sebagai berikut :

- Bahan = Asbes
- Konduktifitas, kis = 0,114 Btu/jam.ft^2.(R/ft)
- Emisifitas, eis = 0,9375 (kisaran e untuk asbes = 0,93-0,945)

Sifat fisis dinding reaktor :

- Konduktifitas, ks = 26 Btu/jam.ft^2.(R/ft)

Algoritma perhitungan :

1. Trial tebal isolasi. tis = 1,4375 inci = 0,119792 ft
2. Jari-jari luar isolasi. $r_3 = r_2 + tis$ = 0,163542 ft
3. Perhitungan luas permukaan luar isolasi.

   Aois = phi.(ID + 2tp + 2tis).zp = 36,9735 ft^2
4. Trial suhu permukaan luar isolasi.

   T_4 =Tw = 49,6242 °C = 121,3235 °F = 581,3 R
5. Perhitungan koefisien perpindahan panas konveksi bebas dan radiasi dari dinding luar isolasi ke sekitar.
   - Koefisien perpindahan panas konveksi bebas :

$h_c = 0{,}3\ \Delta T^{0,25}$

Dengan : $\Delta T = Tw - Tu = 35{,}32357$ R

Diperoleh : $hc_2 = hc = 0{,}73137$ Btu/jam.ft^2.R

- Koefisien perpindahan panas radiasi

$$h_r = \sigma\varepsilon \frac{(T_w^4 - T_u^4)}{(T_w - T_u)}$$

Diperoleh : hr = 1,162945 Btu/jam.ft^2.R

6. Perhitungan panas hilang setelah diisolasi (persamaan 4).

   Qloss = 2474,045 Btu/jam = 623,4493404 Kkal/jam

7. Perhitungan suhu dinding luar reaktor.

   Persamaan 2 diatur kembali sehingga diperoleh persamaan berikut :

$$T_3 = T_2 - \left(\frac{Q_2 \ln\left(r_2/r_1\right)}{2\pi z_p k_s} \right)$$

   Kemudian dengan menganggap Q_2 = Qloss dan $T_2 = T_1$ maka diperoleh :

   $T_3 = 707{,}898$ R

8. Perhitungan suhu dinding luar isolasi.

$$T_4 = T_3 - \left(\frac{Q_3 \ln\left(r_3/r_2\right)}{2\pi z_p k_{is}} \right)$$

   Kemudian dengan menganggap Q_2 = Qloss maka diperoleh :

   T_4 terhitung = 58,3236 R =121,3236 °F =49,62 °C

   Karena T_4 hitung ~ T_4 trial dan T_4<= 50 °C maka perhitungan sudah benar.

PROGRAM REAKTOR-01

```
CLS
PRINT "=============================================="
PRINT "    PROGRAM PERANCANGAN REAKTOR ALIR PIPA     "
PRINT "          ( PRELIMINARY HYDROLIZER )          "
PRINT "  Pembuatan Asam Formiat dari Metil Formiat   "
PRINT "----------------------------------------------"
PRINT : PRINT

'***Keterangan Simbol Komponen***
'A = HCOOCH3 ; B = H2O ; C = HCOOH ; D = CH3OH

'***Array, Inkremen Panjang, dan Konversi***
    ndim = 10000: delz = .1: xan = .1949
    DIM z0(ndim), xa0(ndim), t0(ndim)

'***Data Kondisi Operasi***
    p = 10                  'atm
    tin = 120               'oC
    tin = tin + 273         'K

'***Tetapan***
    rg = .08206              'atm.m^3/kmol/K
    tref = 298               'K
    phi = 22 / 7

'***Data Laju Alir Massa Umpan (kg/jam)***
    fwa0 = 2105.601: fwb0 = 913.6862
    fwc0 = .1: fwd0 = 0
    fwt0 = fwa0 + fwb0 + fwc0 + fwd0

'***Data Berat Molekul (kg/kmol)***
    bma = 60.0524: bmb = 18.0152: bmc = 46.0256: bmd = 32.042

'***Laju Alir Molar Umpan (kmol/jam)***
    fa0 = fwa0 / bma: fb0 = fwb0 / bmb
    fc0 = fwc0 / bmc: fd0 = fwd0 / bmd
    ft0 = fa0 + fb0 + fc0 + fd0

'***Fraksi Mol Umpan***
    ya = fa0 / ft0: yb = fb0 / ft0
    yc = fc0 / ft0: yd = fd0 / ft0

'***Berat Molekul Umpan (kg/kmol)***
    bmt = ya * bma + yb * bmb + yc * bmc + yd * bmd

'***Densitas (kg/m^3)***
    rho = 887.3116

'***Viskositas (kg/m.dtk)***
    miu = .0002201#

'***Diameter Pipa***
```


Nurul Istiqomah *(01521013)*
Yusfandi *(01521208)*

```
    nps = .75: schn = 40
    id = .824: od = 1.05

    id = id * 2.54 / 100                'm
    od = od * 2.54 / 100                'm

'***Luas Tampang Pipa***
    area = phi / 4 * id ^ 2

'***Runge-Kutta***

    PRINT "======================================="
    PRINT "  Hubungan antara Panjang Reaktor (z)  "
    PRINT "   dgn Konversi MF (xa) dan Suhu (t)   "
    PRINT "======================================="
    PRINT : INPUT "Tekan Enter...!", agus

'Initial Condition
    nprint = 0: z0 = 0: xa0 = 0: t0 = tin

'Iterasi
10  nprint = nprint + 1
    z0(nprint) = z0: xa0(nprint) = xa0: t0(nprint) = t0
    z = z0: xa = xa0: t = t0
    IF xa >= xan THEN 20

    GOSUB 100
    ak1 = f1 * delz: al1 = f2 * delz

    z = z0 + delz / 2: xa = xa0 + ak1 / 2: t = t0 + al1 / 2
    GOSUB 100
    ak2 = f1 * delz: al2 = f2 * delz

    z = z0 + delz / 2: xa = xa0 + ak2 / 2: t = t0 + al2 / 2
    GOSUB 100
    ak3 = f1 * delz: al3 = f2 * delz

    z = z0 + delz: xa = xa0 + ak3: t = t0 + al3
    GOSUB 100
    ak4 = f1 * delz: al4 = f2 * delz

    z0 = z0 + delz
    xa0 = xa0 + (ak1 + 2 * ak2 + 2 * ak3 + ak4) / 6
    t0 = t0 + (al1 + 2 * al2 + 2 * al3 + al4) / 6

    GOTO 10

'***Cetak Hasil Perhitungan Runge-Kutta***
20  CLS
    PRINT
    k = 0
    FOR i = 1 TO nprint STEP 10
        IF k <> 0 THEN 25
        PRINT "--------------------------------"
        PRINT ":    z(m)   :    xa    :   t(oC)   :"
```


Nurul Istiqomah (01521013)
Yusfandi (01521208)

```
        PRINT "--------------------------------"
        za$ = ": ###.#### : #.#### : ###.#### :"
25      PRINT USING za$; z0(i); xa0(i); t0(i) - 273
        k = k + 1
        IF k = 16 THEN INPUT "Tekan Enter...!", agus: CLS : k = 0
    NEXT i
        PRINT USING za$; z0(nprint); xa0(nprint); t0(nprint) - 273
        PRINT "--------------------------------"
        PRINT : INPUT "Iterasi Selesai...Tekan enter !", agus: CLS

'***Perhitungan Jumlah Hairpin***
    lp = 18                 'ft
    lp = lp / 3.28084       'm
    nh1 = z0 / (2 * lp)
    nh2 = INT(nh1 + 1)

'***Perhitungan Pressure Drop***
    u = (fwt0 / 3600) / rho / area
    re = rho * u * id / miu
    jf = .0035 + .264 / re ^ .43
    dp = 8 * jf * (2 * nh2 * lp / id) * rho * u ^ 2 / 2
    dp = dp / 101300

'***Cetak Hasil Perhitungan***
    CLS
    PRINT
    PRINT "Spesifikasi Pipa Reaktor :"
    PRINT "--------------------------"
    PRINT "Nominal Pipe Size (NPS)      ="; nps; "in"
    PRINT "Schedule Number (Sch.N)      ="; schn
    PRINT "Diameter Dalam (ID)          ="; id * 100 / 2.54; "in"
    PRINT "Diameter Luar (OD)           ="; od * 100 / 2.54; "in"
    PRINT "Panjang pipa standar         ="; lp * 3.28084; "ft ="; lp; "m"
    PRINT "Panjang reaktor terhitung    ="; z0 * 3.28084; "ft ="; z0; "m"
    PRINT "Panjang reaktor standar      ="; lp * 2 * nh2 * 3.28084; "ft ="; lp * 2 * nh2; "m"
    PRINT "Jumlah Hairpin terhitung     ="; nh1
    PRINT "Jumlah Hairpin design        ="; nh2
    PRINT "Pressure Drop                ="; dp; "atm ="; dp * 14.7; "psi"

    END

'===========   Subrutin Runge-Kutta   ====================
'**** Komposisi dan Laju Alir Gas ****
100   fa = fa0 * (1 - xa): fb = fb0 - fa0 * xa
      fc = fc0 + fa0 * xa: fd = fd0 + fa0 * xa
      ft = fa + fb + fc + fd

      ya = fa / ft: yb = fb / ft
      yc = fc / ft: yd = fd / ft

'**** Kapasitas Panas (J/kmol/K) ****
```

```
'~~~~ Konstanta A ~~~
      caa = 49200!: cab = 234.4
      cac = 0: cad = 0: cae = 0
'~~~~ Konstanta B ~~~
      cba = 276370!: cbb = -.0020901: cbc = 8.125
      cbd = -.014116: cbe = 9.379E-06
'~~~~ Konstanta C ~~~
      cca = 78060!: ccb = 71.54
      ccc = 0: ccd = 0: cce = 0
'~~~~ Konstanta D ~~~
      cda = 105800!: cdb = -362.23
      cdc = .9379: cdd = 0: cde = 0
'~~~  Delta Konstanta ~~~
      dcpa = cca + cda - caa - cba: dcpb = ccb + cdb - cab - cbb
      dcpc = ccc + cdc - cac - cbc: dcpd = ccd + cdd - cad - cbd
      dcpe = cce + cde - cae - cbe
'~~~~ Perhitungan Kapasitas Panas Gas ~~~~
      cpa = (caa + cab * t + cac * t ^ 2 + cad * t ^ 3 + cae * t ^
4 + caf * t ^ 5)
      cpb = (cba + cbb * t + cbc * t ^ 2 + cbd * t ^ 3 + cbe * t ^
4 + cbf * t ^ 5)
      cpc = (cca + ccb * t + ccc * t ^ 2 + ccd * t ^ 3 + cce * t ^
4 + ccf * t ^ 5)
      cpd = (cda + cdb * t + cdc * t ^ 2 + cdd * t ^ 3 + cde * t ^
4 + cdf * t ^ 5)
      cp0 = ya * cpa + yb * cpb + yc * cpc + yd * cpd

'**** Panas Reaksi ****
      dhr0 = -3.7E+07                    'J/kmol

      dt1 = t - tref
      dt2 = (t ^ 2 - tref ^ 2) / 2
      dt3 = (t ^ 3 - tref ^ 3) / 3
      dt4 = (t ^ 4 - tref ^ 4) / 4
      dt5 = (t ^ 5 - tref ^ 5) / 5
      dcp = dcpa * dt1 + dcpb * dt2 + dcpc * dt3 + dcpd * dt4 +
dcpe * dt5

      dhr = dhr0 - dcp

'**** Konsentrasi Komponen ****
      fwt = ft * bm
      fv = fwt0 / rho
      ca = fa / fv
      cb = fb / fv
      cc = fc / fv

'**** Konstanta Laju Reaksi ****
      kr1 = 14.463246#      'm^3/kmol/jam

'**** Konstanta Kesetimbangan Reaksi ****
      keq = .1685

'**** Persamaan Laju Reaksi ****
      ra = kr1 * (ca * cb - cc * cd / keq)
```

```
'---- Perhitungan Sigma(fi*cpi) ----
      sigma = fa * cpa + fb * cpb + fc * cpc + fd * cpd

'**** Persamaan Differensial ****
      f1 = ra * area / fa0
      f2 = -ra * dhr * area / sigma

      RETURN

RUN :

============================================
    PROGRAM PERANCANGAN REAKTOR ALIR PIPA
          ( PRELIMINARY HYDROLIZER )
  Pembuatan Asam Formiat dari Metil Formiat
--------------------------------------------


=====================================
  Hubungan antara Panjang Reaktor (z)
   dgn Konversi MF (xa) dan Suhu (t)
=====================================

--------------------------------
:    z(m)   :    xa    :   t(oC)  :
--------------------------------
:    0.0000 : 0.0000 : 120.0000 :
:    1.0000 : 0.0214 : 119.5162 :
:    2.0000 : 0.0421 : 119.0490 :
:    3.0000 : 0.0620 : 118.5978 :
:    4.0000 : 0.0812 : 118.1616 :
:    5.0000 : 0.0998 : 117.7398 :
:    6.0000 : 0.1178 : 117.3316 :
:    7.0000 : 0.1352 : 116.9365 :
:    8.0000 : 0.1520 : 116.5538 :
:    9.0000 : 0.1683 : 116.1829 :
:   10.0000 : 0.1840 : 115.8233 :
:   10.8000 : 0.1963 : 115.5434 :
--------------------------------

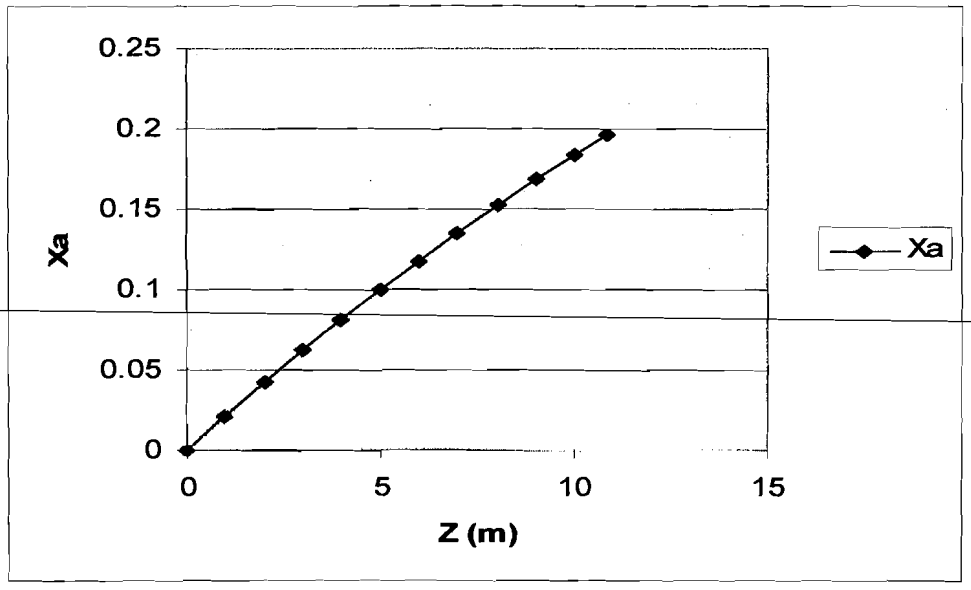

Spesifikasi Pipa Reaktor :
--------------------------
Nominal Pipe Size (NPS)     = .75 in
Schedule Number (Sch.N)     = 40
Diameter Dalam (ID)         = .824 in
Diameter Luar (OD)          = 1.05 in
Panjang pipa standar        = 18 ft = 5.4864 m
Panjang reaktor terhitung   = 35.43309 ft = 10.8 m
Panjang reaktor standar     = 36 ft = 10.9728 m
Jumlah Hairpin terhitung    = .9842524
Jumlah Hairpin design       = 1
Pressure Drop               = .6653159 atm = 9.780143 psi
```

PRELIMINARI HYDROLIZER

a. Data-data :

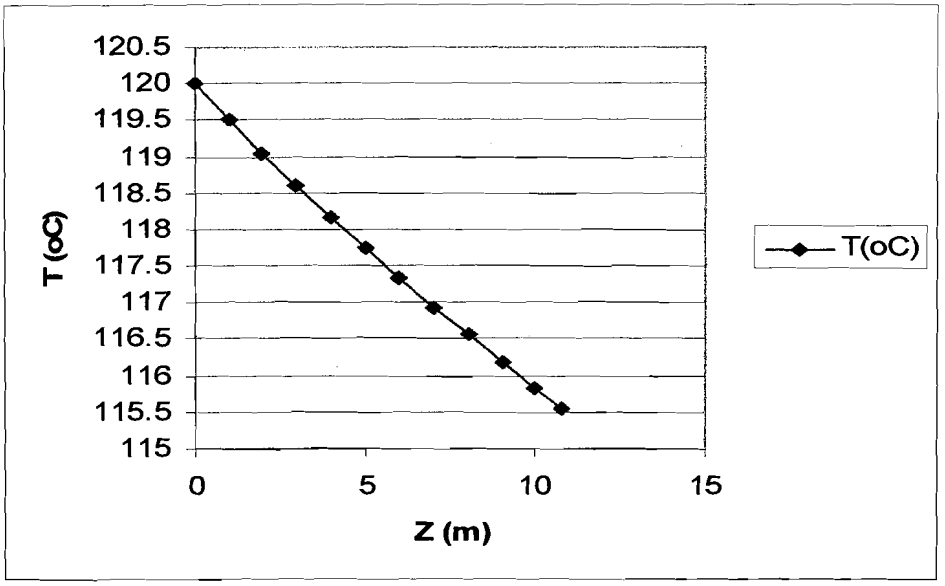
Z(m)	Xa	T(oC)	Ca	Cb	Cc	Cd
0	0	120	9.928467	14.36132	0	0
1	0.0214	119.5162	9.715998	14.14885	0.212469	0.212469
2	0.0421	119.049	9.510479	13.94334	0.417988	0.417988
3	0.062	118.5978	9.312902	13.74576	0.615565	0.615565
4	0.0812	118,1616	9.122276	13.55513	0.806192	0.806192
5	0.0998	117.7398	8.937606	13.37046	0.990861	0.990861
6	0.1178	117.3316	8.758894	13.19175	1.169573	1.169573
7	0.1352	116.9365	8.586139	13.01899	1.342329	1.342329
8	0.152	116.5538	8.41934	12.8522	1.509127	1.509127
9	0.1683	116.1829	8.257506	12.69036	1.670961	1.670961
10	0.184	115.8233	8.101629	12.53449	1.826838	1.826838
10.8	0.1963	115.5434	7.979509	12.41237	1.948958	1.948958

b. grafik hubungan Tinggi Reaktor(z) dan Konversi(Xa)

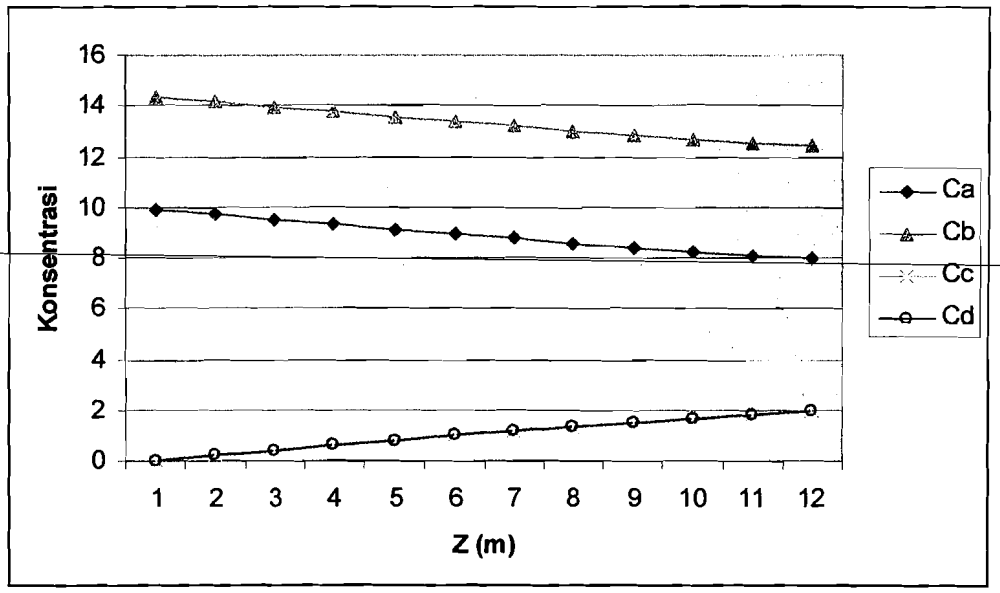


Nurul Istiqomah *(01521013)*
Yusfandi *(01521208)*

c. grafik hubungan Tinggi Reaktor(z) dan Suhu Reaktor(T)



d. grafik hubungan Tinggi Reaktor(z) dan konsentrasi(C)



Nurul Istiqomah *(01521013)*
Yusfandi *(01521208)*

Netiket Massa

Nurul Istiqomah : *01521013*

Yusfandi : *01521208*

Pabrik Asam Formiat dari Metil Formiat

Perhitungan Neraca Massa

sis : 25000 ton/tahun
25000000 kg AF / tahun
brik beroperasi : 330 hari/tahun
oduksi : 3156,565657 kg AF / jam

Preliminary Hydrolizer (R-01)

COOCH3 + H2O ⟶ HCOOH + CH3OH Konversi = 95 %

ndisi Operasi
T 120 oC
P 10 atm
X 0,1949

lo	Komponen	BM	Umpan MF		Umpan A		Produk	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	10,0000	600,5240			8,0510	483,4819
2	Metanol	32,042					1,9490	62,4499
3	Air	18,0152			193,0501	3477,8366	191,1011	3442,7250
4	Asam Formiat	46,0256					1,9490	89,7039
			10,0000	600,5240	193,0501	3477,8366	203,0501	4078,3606

ek Balance
Input 4078,3606 kg/jam
Output 4078,3606 kg/jam
Error 0,0000 kg/jam

. Mixing Tee

No	Komponen	BM	Produk R-01		Recycle dr FD		Recycle dr MD-02		Recycle dr MD-03		Hasil Campuran	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	8,0510	483,4819	74,3648	4465,7868	118,6558	7125,5684			201,0717	12074,8370
2	Metanol	32,042	1,9490	62,4499	',5761	50,5029	0,0035	0,1123			3,5287	113,0651
3	Air	18,0152	191,1011	3442,7250	2,3472	42,2858			43,9958	792,5936	237,4442	4277,6044
4	Asam Formiat	46,0256	1,9490	89,7039	1,7358	79,8925			37,8976	1744,2587	41,5824	1913,8552
			203,0501	4078,3606	80,0240	4638,4681	118,6594	7125,6807	81,8934	2536,8523	483,6269	18379,3617

ek Balance

Main Hydrolizer (R-02)

ndisi Operasi

T	120	oC
P	10	atm
MF / A	0,8468166	
X	0,1333	

o	Komponen	BM	Umpan		Produk	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	201,0717	12074,8370	174,2688	10465,2613
2	Metanol	32,042	3,5287	113,0651	30,3315	971,8822
3	Air	18,0152	237,4442	4277,6044	210,6413	3794,7456
4	Asam Formiat	46,0256	41,5824	1913,8552	68,3853	3147,4727
			483,6269	18379,3617	483,6269	18379,3617

ek Balance

Input	18379,3617	kg/jam
Output	18379,3617	kg/jam
Error	0,0000	kg/jam

. Flash Drum (FD)

ondisi Operasi

P	1	atm
L / V	5,0435204	

lo	Komponen	BM	Umpan		Hasil Uap		Hasil Cair	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	174,2688	10465,2613	74,3648	4465,7868	99,9040	5999,4745
2	Metanol	32,042	30,3315	971,8822	1,5761	50,5029	28,7554	921,3793
3	Air	18,0152	210,6413	3794,7456	2,3472	42,2858	208,2941	3752,4598
4	Asam Formiat	46,0256	68,3853	3147,4727	1,7358	79,8925	66,6494	3067,5801
			483,6269	18379,3617	80,0240	4638,4681	403,6029	13740,8936

ek Balance

Input	18379,3617	kg/jam
Output	18379,3617	kg/jam
Error	0,0000	kg/jam

Menara Distilasi (MD-01)

ndisi Operasi P 2 Atm
sd.lk 0,9999
sd.hk 0,0001

o	Komponen	BM	Umpan		Distilat		Bottom	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	99,9040	5999,4745	99,9040	5999,4745	0,0000	0,0000
2	Metanol	32,042	28,7554	921,3793	28,7525	921,2871	0,0029	0,0921
3	Air	18,0152	208,2941	3752,4598	0,0208	0,3752	208,2733	3752,0845
4	Asam Formiat	46,0256	66,6494	3067,5801	0,0000	0,0000	66,6494	3067,5801
			403,6029	13740,8936	128,6773	6921,1368	274,9256	6819,7568

ek Balance
Input 13740,8936 kg/jam
Output 13740,8936 kg/jam
Error 0,0000 kg/jam

Menara Distilasi (MD-02)

ondisi Operasi P 1,5 atm
sd.lk 0,9999
sd.hk 0,0001

No	Komponen	BM	Umpan		Distilat		Bottom	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	99,9040	5999,4745	99,8940	5998,8745	0,0100	0,5999
2	Metanol	32,042	28,7525	921,2871	0,0029	0,0921	28,7496	921,1950
3	Air	18,0152	0,0208	0,3752	0,0000	0,0000	0,0208	0,3752
4	Asam Formiat	46,0256	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
			128,6773	6921,1368	99,8969	5998,9667	28,7804	922,1702

ek Balance
Input 6921,1368 kg/jam
Output 6921,1368 kg/jam
Error 0,0000 kg/jam

. Menara Distilasi (MD-03)

ndisi Operasi P 2 atm
sd.lk 0,87
sd.hk 0,13

o	Komponen	BM	Umpan		Distilat		Bottom	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
2	Metanol	32,042	0,0029	0,0921	0,0025	0,0802	0,0004	0,0120
3	Air	18,0152	208,2733	3752,0845	181,1977	3264,3135	27,0755	487,7710
4	Asam Formiat	46,0256	66,6494	3067,5801	8,6644	398,7854	57,9850	2668,7947
			274,9256	6819,7568	189,8647	3663,1791	85,0609	3156,5777

ek Balance

Input	6819,7568	kg/jam
Output	6819,7568	kg/jam
Error	0,0000	kg/jam

ek Produk

lo	Komponen	BM	Design		Hitung		Error
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	
1	Metil Formiat	60,0524					
2	Metanol	32,042					
3	Air	18,0152	26,2825	473,4848	27,0755	487,7710	
4	Asam Formiat	46,0256	58,2954	2683,0808	57,9850	2668,7947	
			84,5779	3156,5657	85,0605	3156,5657	0,0000

ek Kapasitas

Design	3156,5657	kg/jam
Hitung	3156,5657	kg/jam
Error	0,0000	kg/jam

Cek Kemurnian Produk

Design	0,85
Hitung	0,85

ek Campuran Mixing Tee Umpan R-02

No	Komponen	BM	Produk R-01		Recycle dr FD		Recycle dr MD-02		Recycle dr MD-03	
			kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
1	Metil Formiat	60,0524	8,0510	483,4819	74,3648	4465,7868	99,8940	5998,8745	0,0000	0,0000
2	Metanol	32,042	1,9490	62,4499	1,5761	50,5029	0,0029	0,0921	0,0025	0,0802
3	Air	18,0152	191,1011	3442,7250	2,3472	42,2858	0,0000	0,0000	181,1977	3264,3135
4	Asam Formiat	46,0256	1,9490	89,7039	1,7358	79,8925	0,0000	0,0000	8,6644	398,7854

NERACA MASSA TOTAL

Komponen	BM	INPUT		OUTPUT	
		kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
Metil Formiat	60,0524	10,0000	600,5240	0,0100	0,5999
Metanol	32,042	-	-	28,7496	921,1950
Air	18,0152	193,0501	3477,8366	27,0755	487,7710
Asam Formiat	46,0256	-	-	57,9850	2668,7947
TOTAL		203,0501	4078,3606	113,8201	4078,3606
			4078,3606		4078,3606

Cek Balance

Input	4078,3606	kg/jam
Output	4078,3606	kg/jam
Error	0,0000	kg/jam

Neraca Panas

Nurul Istiqomah : 01521013

Yusfandi : 01521208

NERACA PANAS

A. Kapasitas panas cairan masing-masing komponen

Dalam perhitunggan ini berdasarkan basis 1 jam oprasi
Suhu referensi 25 C atau 298 K

Dimana : Cp = kapasitas panas cairan pada suhu T (J/kmol.K)
T = suhu (K)

$$Cp = AT + BT^2 + CT^3 + DT^4$$

komponen	C1	C2	C3	C4	C5
MF	4,92E+04	2,34E+02	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
M	1,06E+05	-3,62E+02	9,38E-01	0,00E+00	0,00E+00
A	2,76E+05	-2,09E+03	8,13E+00	-1,41E-02	9,37E-06
AF	7,81E+04	7,15E+01	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
Jumlah					

B. Kapasitas panas gas masing-masing komponen

Dalam perhitunggan ini berdasarkan basis 1 jam oprasi
Suhu referensi 25 C atau 298 K

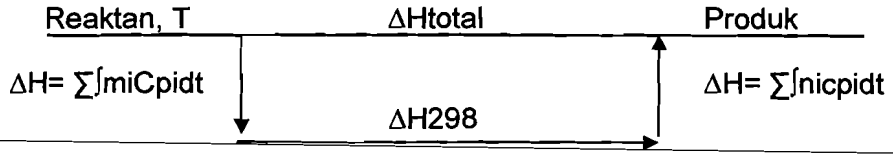
Dimana : Cp = kapasitas panas cairan pada suhu T (kkal/kmol.K)
T = suhu (K)

$$Cp = AT + BT^2 + CT^3 + DT^4$$

komponen	A	B	C	D	E
MF	5,06E+04	1,22E+05	1,64E+03	8,94E+04	7,43E+02
M	3,93E+04	8,79E+04	1,92E+03	5,37E+04	8,97E+02
A	3,34E+04	2,68E+04	2,61E+03	8,89E+03	1,17E+03
AF	3,38E+04	7,59E+04	1,19E+03	3,18E+04	5,50E+02

1 joule = 0,000238846 Kkal

Neraca panas reaktor :



$$\Delta HTotal = \int \Delta Hreaksi + \Delta Hproduk + \Delta H298$$
$$\Delta HTotal = \int \Sigma micpdt + \Delta H298 + \int \Sigma nicpdt$$

Perhitungan Panas Reaksi Standar
Data panas pembentukan standar (Table 3-206, Perry, 1980)

Komponen	ΔHf0	
	kcal/mol	J/kmol
Metil Formiat	-95,2600	-4,00E+08
Metanol	-57,0400	-2,40E+08
Air	-68,3174	-2,87E+08
Asam Formiat	-97,8000	-4,11E+08

Panas reaksi standar pada suhu 25 oC dicari dengan persamaan berikut :

$$\Delta H_{R0} = \sum_{produk} v_i \Delta H_{f0} - \sum_{reak\ tan} v_i \Delta H_{f0}$$

ΔHr0 = 3,67E+07 J/kmol = 8770,6021 kkal/mol

Kesimpulan : Reaksi endotermis

Aliran Massa pada reaktor 1

Komponen	BM	Hasil	Mol	Cp	Cp	Q
	(Kmol/Kg)	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	(J/mol.K)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	483,4819	8,0510	66,0930	15,7962	3815,263
Metanol	32,0420	62,4499	1,9490	43,8290	10,4751	612,481
Air	18,0152	3442,7250	191,1011	35,9230	8,5856	49221,517
Asam Formiat	46,0256	89,7039	1,9490	45,2180	10,8071	631,891
Jumlah		4078,3606	203,050	191,063	45,664	54281,152

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air
Suhu umpan 30 C

Komponen	Umpan	Mol	Cp	Q
	kg/jam	(Kmol/jam)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	600,5240	10,0000	15,7962	3949,05675
Air	3477,8366	193,0501	8,5856	41436,2641
JUMLAH				45385,3209

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 1700636,743

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 1709532,57 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi

panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 1624055,946 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 67684,967 Kcal/j

Reaktor 1

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	3949,057	keluar	54281,152
Umpan 2	41436,264	terserap	1624055,95
Qr	1700636,7	hilang	67684,967
Jumlah	1746022,064		1746022,06

Cek Balance

Input	1746022,1	Kcal/j
Output	1746022,1	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada Mixer

Komponen	BM	Hasil	Mol	Cp	Cp	Q
	(Kmol/Kg)	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	(J/mol.K)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	12074,8370	201,0717	66,0930	15,7962	95285,218
Metanol	32,0420	113,0651	3,5287	43,8290	10,4751	1108,893
Air	18,0152	4277,6044	237,4442	35,9230	8,5856	61158,001
Asam Formiat	46,0256	1913,8552	41,5824	45,2180	10,8071	13481,559
Jumlah		18379,3617	483,627	191,063	45,664	171033,671

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan	Mol	Cp	Q
	kg/jam	(Kmol/jam)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	12074,8370	201,0717	15,7962	95285,2177
Metanol	113,0651	3,5287	10,4751	1108,89306
Air	4277,6044	237,4442	8,5856	61158,0012
Asam Formiat	1913,8552	41,5824	10,8071	13481,559
Jumlah				171033,671

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 4050594,474

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 4050594,47 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi

panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 3848064,751 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 202529,724 Kcal/j

Mixer

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan all	171033,7	keluar	171033,7
Qr	4050594,5	terserap	3848064,8
		hilang	202529,7
Jumlah	4221628,1		4221628,1

Cek Balance

Input	4221628,145	Kcal/j
Output	4221628,145	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada reaktor 2

Komponen	BM	Hasil	Mol	Cp	Cp	Q
	(Kmol/Kg)	(Kg/jam)	(Kmol/jam)	(J/mol.K)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	10465,2613	174,2688	66,0930	15,7962	68819,749
Metanol	32,0420	971,8822	30,3315	43,8290	10,4751	7943,163
Air	18,0152	3794,7456	210,6413	36,9230	8,5856	45212,038
Asam Formiat	46,0256	3147,4727	68,3853	45,2180	10,8071	18476,162
Jumlah		18379,3617	483,627	191,063	45,664	140451,11

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan	Mol	Cp	Q
	kg/jam	(Kmol/jam)	(cal/mol.K)	(Kcal / J)
Metil Formiat	12074,8370	201,0717	15,7962	95285,2177
Metanol	113,0651	3,5287	10,4751	1108,89306
Air	4277,6044	237,4442	8,5856	61158,0012
Asam Formiat	1913,8552	41,5824	10,8071	13481,559
Jumlah				171033,671

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 3672768,929

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 3642186,370 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi

panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 3460077,051 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 228683,985 Kcal/j

Reaktor 2

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	95285,2	keluar	140451,1
Umpan 2	61158,0	terserap	3460077,1
Qr	3672768,9	hilang	228684,0
Jumlah	3829212,1		3829212,1

Cek Balance

Input	3829212,148	Kcal/j
Output	3829212,148	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada FD

Komponen	BM (Kmol/Kg)	Hasil (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Cp (J/mol.K)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	10465,2613	174,2688	66,0930	15,7962	68819,749
Metanol	32,0420	971,8822	30,3315	43,8290	10,4751	7943,163
Air	18,0152	3794,7456	210,6413	35,9230	8,5856	45212,038
Asam Formiat	46,0256	3147,4727	68,3853	45,2180	10,8071	18476,162
Jumlah		18379,3617	483,627	191,063	45,664	140451,11

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan kg/jam	Mol (Kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	10465,2613	174,2688	15,7962	82583,6982
Metanol	971,8822	30,3315	10,4751	9531,79562
Air	3794,7456	210,6413	8,5856	54254,4458
Asam Formiat	3147,4727	68,3853	10,8071	22171,3947
Jumlah				168541,334

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 3223796,829

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 3195706,606 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi
panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 3035921,276 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 184262,585 Kcal/j

Flash Drum

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	82583,7	keluar	140451,1
Umpan 2	54254,4	terserap	3035921,3
Qr	3223796,8	hilang	184262,6
Jumlah	3360635,0		3360635,0

Cek Balance

Input	3360634,973	Kcal/j
Output	3360634,973	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada MD - 01

Komponen	BM (Kmol/Kg)	Hasil (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Cp (J/mol.K)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	5999,4745	99,9040	66,0930	15,7962	39452,653
Metanol	32,0420	921,3793	28,7554	43,8290	10,4751	7530,404
Air	18,0152	3752,4598	208,2941	35,9230	8,5856	44708,229
Asam Formiat	46,0256	3067,5801	66,6494	45,2180	10,8071	18007,180
Jumlah		13740,8936	403,603	191,063	45,664	109698,47

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan kg/jam	Mol (Kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	5999,4745	99,9040	15,7962	47343,1841
Metanol	921,3793	28,7554	10,4751	9036,48498
Air	3752,4598	208,2941	8,5856	53649,8745
Asam Formiat	3067,5801	66,6494	10,8071	21608,6165
Jumlah				131638,160

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 2581298,546

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 2559358,852 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi
panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 2431390,91 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 141202,228 Kcal/j

MD - 01

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	47343,2	keluar	109698,5
Umpan 2	53649,9	terserap	2431390,9
Qr	2581298,5	hilang	141202,2
Jumlah	2682291,6		2682291,6

Cek Balance

Input	2682291,604	Kcal/j
Output	2682291,604	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada MD - 02

Komponen	BM (Kmol/Kg)	Hasil (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Cp (J/mol.K)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	5999,4745	99,9040	66,0930	15,7962	39452,653
Metanol	32,0420	921,2871	28,7525	43,8290	10,4751	7529,651
Air	18,0152	0,3752	0,0208	35,9230	8,5856	4,471
Asam Formiat	46,0256	0,0000	0,0000	45,2180	10,8071	0,000
Jumlah		6921,1368	128,677	191,063	45,664	46986,78

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan kg/jam	Mol (Kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	5999,4745	99,9040	15,7962	47343,1841
Metanol	921,2871	28,7525	10,4751	9035,58133
Air	0,3752	0,0208	8,5856	5,36498745
Asam Formiat	0,0000	0,0000	10,8071	0
Jumlah				56384,130

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 836915,6319

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 827518,277 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi
panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 786142,363 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 51135,043 Kcal/j

MD - 02

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	47343,18	keluar	46986,78
Umpan 2	5,36	terserap	786142,36
Qr	836915,63	hilang	51135,04
Jumlah	884264,18		884264,18

Cek Balance

Input	884264,181	Kcal/j
Output	884264,181	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Aliran Massa pada MD - 03

Komponen	BM (Kmol/Kg)	Hasil (Kg/jam)	Mol (Kmol/jam)	Cp (J/mol.K)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	60,0524	0,0000	0,0000	66,0930	15,7962	0,000
Metanol	32,0420	0,0921	0,0029	43,8290	10,4751	0,753
Air	18,0152	3752,0845	208,2733	35,9230	8,5856	44703,758
Asam Formiat	46,0256	3067,5801	66,6494	45,2180	10,8071	18007,180
Jumlah		6819,7568	274,926	191,063	45,664	62711,69

Entalpi umpan masuk Metil Formiat dan Air serta sebagian recycle

Komponen	Umpan kg/jam	Mol (Kmol/jam)	Cp (cal/mol.K)	Q (Kcal / J)
Metil Formiat	0,0000	0,0000	15,7962	0,0000
Metanol	0,0921	0,0029	10,4751	0,9036
Air	3752,0845	208,2733	8,5856	53644,5095
Asam Formiat	3067,5801	66,6494	10,8071	21608,6165
Jumlah				75254,030

Total dari $\int_{298}^{T} Cpdt =$ 8816,2662 Kcal/Kmol

Qr = ΔHrt x nAo x Xa
= 1744382,914

Neraca Panas disekitar reaktor
Input - Output = Accumolation
Panas masuk - (panas keluar+ panas reaksi + panas dibuang)
H1-(H2 + Qr +Qb)
Panas dibuang = 1731840,575 Kcal/j

Panas yang hilang pada dinding adalah 35.08 % karena konversi reaksi
panas yang terserap oleh pendingin = 0.95 * total panas
= 1645248,547 Kcal/Kmol
Panas yang hilang kelingkungan = 90067,185 Kcal/j

MD - 03

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	0,00	keluar	62711,69
Umpan 2	53644,51	terserap	1645248,55
Qr	1744382,91	hilang	90067,19
Jumlah	1798027,42		1798027,42

Cek Balance

Input	1798027,423	Kcal/j
Output	1798027,423	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

NERCA PANAS PADA TIAP ALAT

Reaktor 1

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	3949,1	keluar	54281,2
Umpan 2	41436,3	terserap	1624055,9
Qr	1700636,7	hilang	67685,0
Jumlah	1746022,1		1746022,1

Cek Balance

Input	1746022,1	Kcal/j
Output	1746022,1	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Mixer

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan all	171033,7	keluar	171033,7
Qr	4050594,5	terserap	3848064,8
		hilang	202529,7
Jumlah	4221628,1		4221628,1

Cek Balance

Input	4221628,145	Kcal/j
Output	4221628,145	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Reaktor 2

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	95285,2	keluar	140451,1
Umpan 2	61158,0	terserap	3460077,1
Qr	3672768,9	hilang	228684,0
Jumlah	3829212,1		3829212,1

Cek Balance

Input	3829212,148	Kcal/j
Output	3829212,148	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Flash Drum

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	82583,7	keluar	140451,1
Umpan 2	54254,4	terserap	3035921,3
Qr	3223796,8	hilang	184262,6
Jumlah	3360635,0		3360635,0

Cek Balance

Input	3360634,973	Kcal/j
Output	3360634,973	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

MD - 01

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	47343,2	keluar	109698,5
Umpan 2	53649,9	terserap	2431390,9
Qr	2581298,5	hilang	141202,2
Jumlah	2682291,6		2682291,6

Cek Balance

Input	2682291,604	Kcal/j
Output	2682291,604	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

MD - 02

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	47343,18	keluar	46986,78
Umpan 2	5,36	terserap	786142,36
Qr	836915,63	hilang	51135,04
Jumlah	884264,18		884264,18

Cek Balance

Input	884264,181	Kcal/j
Output	884264,181	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

MD - 03

masuk	Q kcal/j	keluar	Q Kcal/j
Umpan 1	0,00	keluar	62711,69
Umpan 2	53644,51	terserap	1645248,55
Qr	1744382,91	hilang	90067,19
Jumlah	1798027,42		1798027,42

Cek Balance

Input	1798027,423	Kcal/j
Output	1798027,423	Kcal/j
Error	0,0000	Kcal/j

Neraca Panas Total

Alat	Kode Alat	Panas (kcal/j)	
		Masuk	Keluar
Reaktor - 01	R - 01	1746022,1	1746022,1
Mixer	Mix	4221628,1	4221628,1
Reaktor - 02	R - 02	3829212,1	3829212,1
Flash Drum	FD	3360635,0	3360635,0
Menara Distilasi - 01	MD - 01	2682291,6	2682291,6
Menara Distilasi - 02	MD - 02	884264,2	884264,2
Menara Distilasi 03	MD - 03	1798027,4	1798027,4
Total		18522080,5	18522080,5