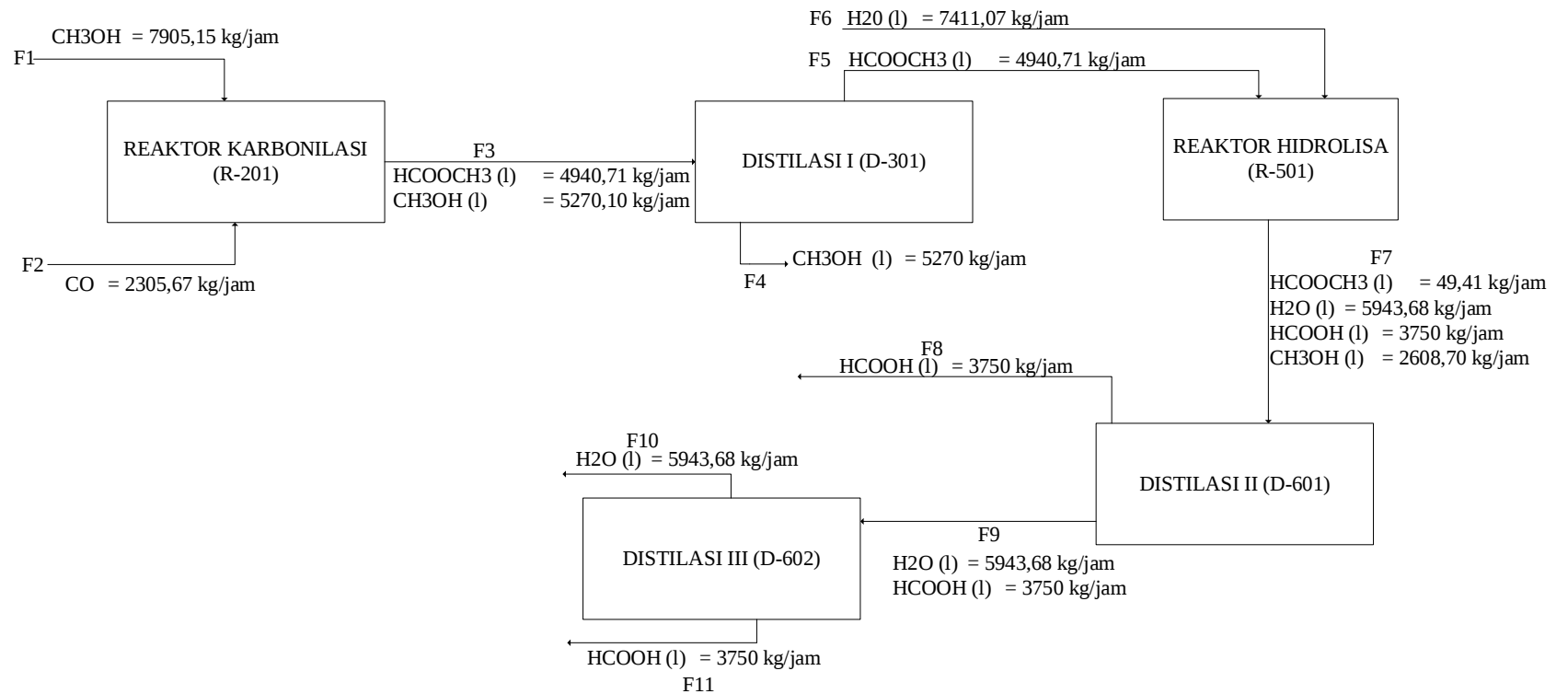


LAMPIRAN

A. NERACA MASSA

Diagram Alir Massa



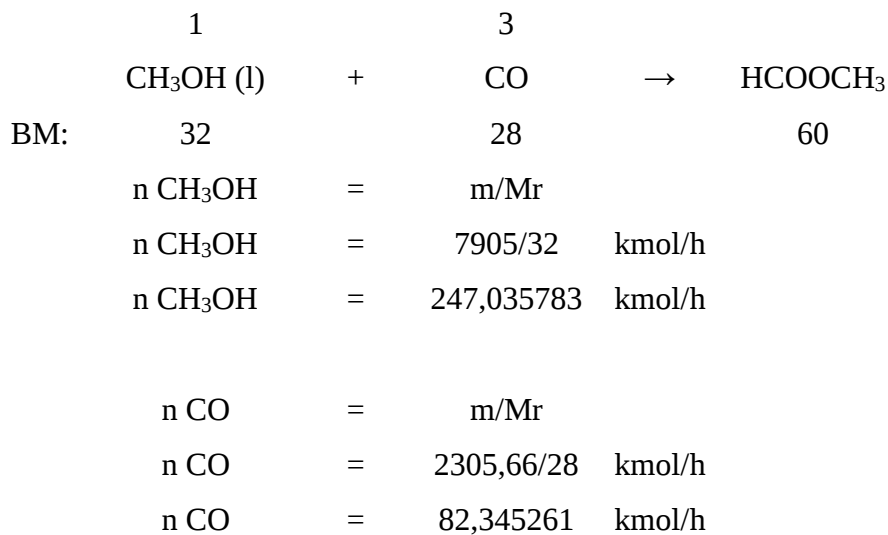
Gambar A. 1 Diagram Alir Massa

Kapasitas Produksi

Kapasitas asam Format	=	30.000	ton/tahun
Lama operasi	=	330	hari
Basis Operasi	=	1	jam operasi
<i>Kapasitas produksi</i>	=	$\frac{30.000 \text{ ton} \times 1.000 \text{ kg} \times 1 \text{ tahun} \times 1 \text{ hari}}{1 \text{ tahun} \times 1 \text{ ton} \times 330 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}}$	
	=	3787,879	kg/jam
Kemurnian produk	=	85% (Ullman, 2003)	
Maka,			
HCOOH didapatkan	=	85% x 3787,879	kg/jam
HCOOH	=	3219,697	kg/jam
H ₂ O didapatkan	=	15% x 3787,879	kg/jam
H ₂ O	=	568,182	kg/jam

Kebutuhan Bahan Baku

Reaksi Karboksilasi



Maka,

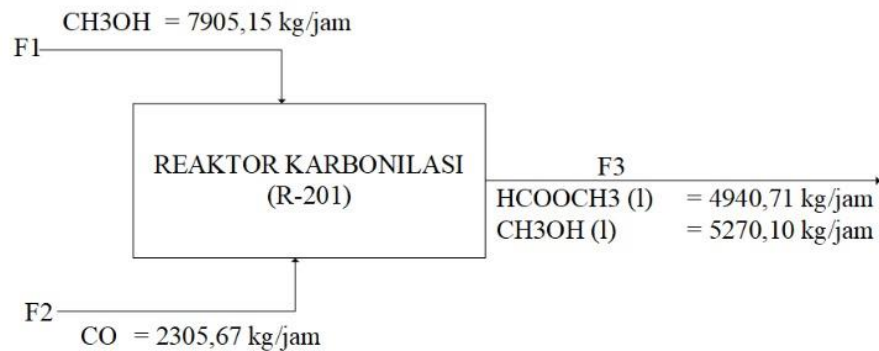
m	247,035783	kmol/h	82,345261	kmol/h		
r	82,34526099	kmol/h	82,345261	kmol/h	82,345191	kmol/h

s	164,690522	kmol/h	0,00	kmol/h	82,345191	kmol/h
---	------------	--------	------	--------	-----------	--------

Reaksi Hidrolisis Metil Format

	1	:	5			
	HCOOCH ₃ (l)	+	H ₂ O (l)	→	HCOOH(l)	+ CH ₃ OH(l)
BM	60		18		46	32
	n HCOOCH ₃	=	m/Mr			
	n HCOOCH ₃	=	4940/60	kmol/h		
	n HCOOCH ₃	=	82,34519104	kmol/h		
	n H ₂ O	=	m/Mr			
	n H ₂ O	=	7411,28/28	kmol/h		
	n H ₂ O	=	411,725955	kmol/h		
Maka,						
m	82,34519104		411,725955			
r	82,34519104		82,345191		82,345191	
s	0		329,380764		82,345191	
massa	4940,711	kg/jam	7411,067	kg/jam	3787,879	kg/jam
			1482,213	kg/jam	568,182	kg/jam
			5928,854	kg/jam	4356,061	kg/jam

1. Reaktor Hidrolisis 1 (R-201)



Gambar A. 2 R-201

Bahan baku metanol (99,5%) diumpankan dari tangki penyimpanan sebanyak 7905,145 kg/jam.

Sementara, bahan baku CO dari utilitas diumpankan sebanyak 2305,667 kg/jam

Komposisi umpan masuk=

$$n = \frac{m}{Mr}$$

Keterangan:

n = mol

m = Massa

Mr = Massa molekul relative (g/mol)

	Komponen	Massa (kg)	Mr (g/mol)	kmol
F1	CH ₃ OH(l)	7,905.145	32	247.036
	H ₂ O(l)	11.858	18	0.659
		2305.66730		
F2	CO (g)	8	28	82.345

Basis umpan = 247.036 kmol/jam

Perbandingan reaktan = 1 : 3

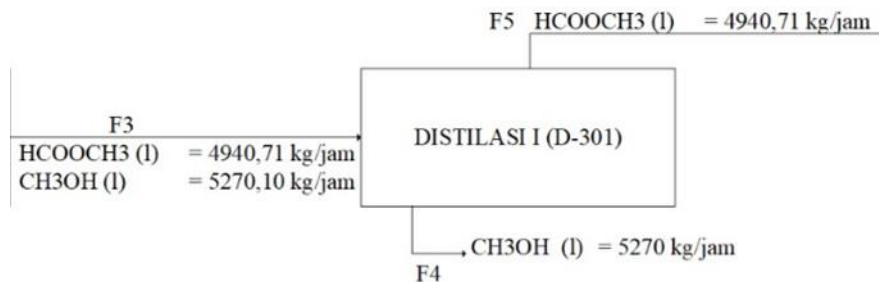
Reaksi	=	CH ₃ OH (l)	+	CO	→	HCOOCH ₃	
BM	=	32		28		60	
		1	mol	1	mol	1	mol
m	=	247,036	kmol	82,345	kmol		
r	=	82,345	kmol	82,345	kmol	82,345	kmol
s	=	164,691	kmol	0,000	kmol	82,345	kmol

Tabel A. 1 Neraca Massa Reaktor I

Komponen	INPUT		OUTPUT
	F1	F2	(F3)
CH ₃ OH (l)	7905,145		5270,099
H ₂ O (l)	11,858		11,858
CO(g)		2305,667	0,002
HCOOCH ₃ (l)			4940,711
TOTAL	10222,670		10222,670

2. Distilasi I (Kolom Distilasi Metil Format dan Metanol)

Untuk Memisahkan metil format dan methanol



Gambar A. 3 D-301

Input masuk yakni, hasil dari Reaktor Karbonilasi

HCOOCH₃ (l) sebanyak 4940,711 kg/jam

H₂O (l) sebanyak 11,858 kg/jam

CH₃OH (l) sebanyak 5270,099 kg/jam

Komposisi Umpan Masuk:

	Komponen	Massa (kg)	Mr (g/mol)	kmol	Xf
F3	HCOOCH ₃ (l)	4.940,711	60	82,345	0,332
	H ₂ O (l)	11,858	18	0,659	0,003
	CH ₃ OH (l)	5.270,099	32	164,691	0,665
	Jumlah	10.222,668		247,695	1,000

Komponen	A	B	C	D	E	Tmin	Tmax
HCOOCH ₃	28,9576	-2358,2	-7,4848	7,4384 ⁻¹⁰	2,7013 ⁻⁰⁶	174,15	487,2
H ₂ O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4247 ⁻⁰⁹	1,809 ⁻⁰⁶	273,16	647,13
HCOOH	27,9278	-2597,6	-7,2489	6,411 ⁻¹⁰	3,9421 ⁻⁰⁶	281,55	580
CH ₃ OH	45,6171	-3244,7	-13,988	0,0066365	-1,051 ⁻¹³	175,47	512,58

$$\log(P_{sat}) = A + \frac{B}{T} + C \log T \times D T + E T^2$$

Mencari Kondisi Operasi Umpan Masuk

P = 1,2815025 atm = 973,94 mmHg

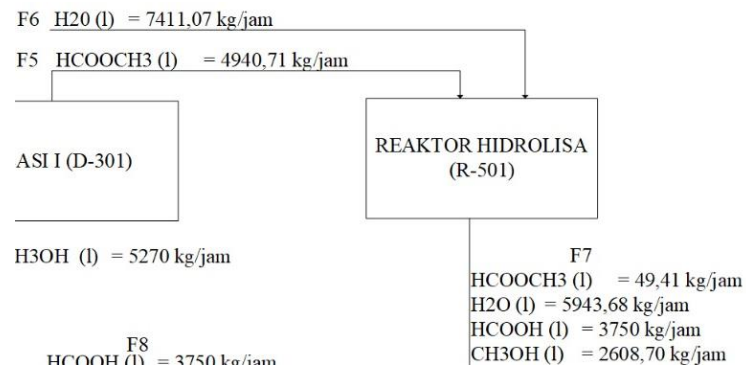
Tbubble = 330,15 K = 57,00 °C

Komponen	Xf	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	Yf = Xf.K	Tbp	Tbp
HCOOCH ₃	0,332	3,257	1807,903	1,856	0,617	304,900	31,600
H ₂ O	0,003	2,114	130,013	0,133	0,000	373,200	99,900
CH ₃ OH	0,665	2,748	560,338	0,575	0,383	337,800	64,500
Total	1,000				1,000		

Tabel A. 2 Neraca Massa Distilasi I

Komponen	INPUT	OUTPUT	
	F3	Produk Atas (F5)	Bottom (F4)
HCOOCH ₃ (l)	4940,711	4940,711	0,000
H ₂ O (l)	11,858	0,000	11,858
CH ₃ OH (l)	5270,099	0,000	5270,099
TOTAL	10222,67	10222,668	

3. Reaktor II (Hidrolisa Metil Format)



Gambar A. 4 R-501

Bahan masuk yakni Metil Format Sebanyak = 4940,711 kg/jam

Sementara, bahan baku air dari utilitas diumpankan sebanyak = 7411,067 kg/jam

Komposisi Umpan Masuk

Komponen	Massa (kg)	Mr (g/mol)	kmol
HCOOCH ₃ (l)	4.940,711	60	82,345
H ₂ O (l)	7.411,067	18	411,726

Basis umpan = 82,345 kmol/jam

Perbandingan reaktan = 1:3

Konversi = 99,0%

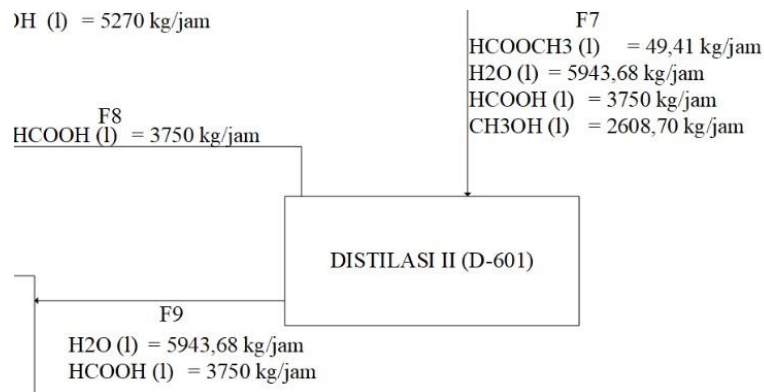
Reaksi Hidrolisis Metil Format :

		$\text{HCOOCH}_3 \text{ (l)}$	+	$\text{H}_2\text{O (l)}$	$\rightarrow$	HCOOH(l)	+	$\text{CH}_3\text{OH (l)}$
BM	=	60		18		46		32
M	=	82,345		411,725955				
R	=	81,52173909		81,5217391		81,5217391		81,5217391
S	=	0,823		330,204216		81,5217391		81,5217391

Tabel A. 3 Neraca Massa Reaktor II

Komponen	INPUT	OUTPUT
$\text{HCOOCH}_3 \text{ (l)}$	4940,711	49,407
$\text{H}_2\text{O (l)}$	7.411,07	5943,676
HCOOH(l)		3750,000
$\text{CH}_3\text{OH (l)}$		2608,696
TOTAL	12.351,8	12351,779

4. Distilasi II (Kolom Distilasi Asam Fomiat)



Gambar A. 5 D-601

Untuk Memisahkan metil format dan metanol

Input masuk yakni, hasil dari Reaktor Karbonilasi

HCOOCH ₃ (l)	sebanyak	49,407	kg/jam
H ₂ O (l)	sebanyak	5943,676	kg/jam
HCOOH(l)	sebanyak	3750,000	kg/jam
CH ₃ OH (l)	sebanyak	2608,696	kg/jam

Komposisi umpan masuk

Komponen	Massa (kg)	Mr (g/mol)	kmol	Xf
HCOOCH ₃ (l)	49,407	60	0,823	0,002
H ₂ O (l)	5.943,676	18	330,204	0,668
HCOOH(l)	3.750,000	46	81,522	0,165
CH ₃ OH (l)	2.608,696	32	81,522	0,165
Jumlah	9.743,083		494,071	1,000

Konstanta Antoine (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	B	C	D	E	Tmin
HCOOCH ₃	28,96	-2,36 ³	-7,48480	7,44 ⁻¹⁰	2,70E-06	174,15
H ₂ O	29,86	-3,15 ³	-7,30370	2,42 ⁻⁰⁹	1,81E-06	273,16
HCOOH	27,93	-2,60 ³	-7,24890	6,41 ⁻¹⁰	3,94E-06	281,55
CH ₃ OH	45,62	-3,24 ³	-13,98800	6,64 ⁻⁰³	-1,05 ⁻¹³	175,47

$$\log(P_{sat}) = A + \frac{B}{T} + C \log T \times D T + E T^2$$

Mencari Kondisi Operasi Umpan Masuk

$$P = 1 \text{ atm} = 760,00 \text{ mmHg}$$

$$T_{bubble} = 358,15 \text{ K} = 85,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

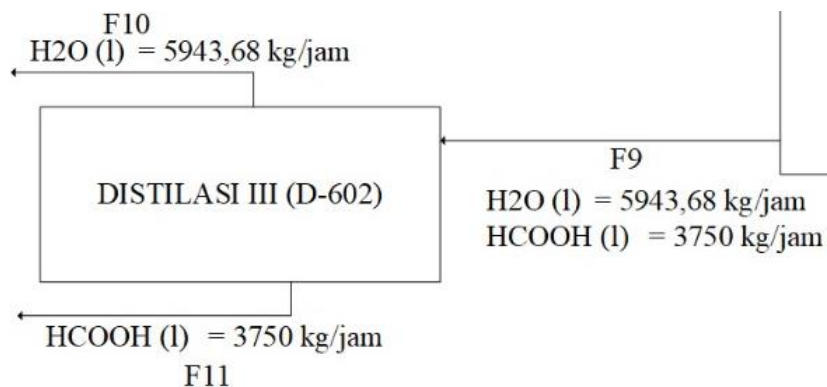
Komponen	Xf	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	Yf = Xf.K	Tbp
HCOOCH ₃	0,002	3,257	1807,903	2,379	0,004	304,900
H ₂ O	0,668	2,114	130,013	0,171	0,114	373,200

HCOOH	0,165	2,232	170,475	0,224	0,037	373,950
CH ₃ OH	0,165	2,748	560,338	0,737	0,122	337,800
Total	1,000				0,277	

Tabel A. 4 Neraca Massa Distilasi II

Komponen	INPUT	OUTPUT	
	F5	Produk Atas	Bottom
HCOOCH ₃ (l)	49,407	49,407	0,000
H ₂ O (l)	5943,676	0,000	5943,676
HCOOH(l)	3750,000	0,000	3750,000
CH ₃ OH (l)	2608,696	2608,696	0,000
TOTAL	9743,083	9743,083	

5. Distilasi III (Kolom Distilasi Asam Fomiat)



Gambar A. 6 D-602

Untuk Memisahkan metil format dan metanol

Input masuk yakni, hasil dari Reaktor Karbonilasi

H₂O (l) sebanyak 5943,676 kg/jam

CH₃OH (l) sebanyak 2608,696 kg/jam

Komposisi umpan masuk

Komponen	Massa (kg)	Mr (g/mol)	kmol	Xf
H ₂ O (l)	5.943,676	18	330,204	0,802
HCOOH(l)	3.750,000	46	81,522	0,198
Jumlah	9.693,676		411,726	1,000

Konstanta Antoine (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	B	C	D	E	Tmin
H ₂ O	29,86	-3,15 ³	-7,3037	2,42 ⁻⁹	1,81 ⁻⁶	273,16
HCOOH	27,93	-2,60 ³	-7,2489	6,41 ⁻¹⁰	3,94 ⁻⁶	281,55

$$\log(P_{sat}) = A + \frac{B}{T} + C \log T \times D T + E T^2$$

Mencari Kondisi Operasi Umpan Masuk

P = 1 atm = 760,00 mmHg

T bubble = 373,15 K = 100,00 °C

Komponen	Xf	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	Yf = Xf.K	Tbp
H ₂ O	0,802	2,114	130,013	0,171	0,137	373,200
HCOOH	0,198	2,232	170,475	0,224	0,044	373,950
Total	1,000				0,182	

Tabel A. 5 Neraca Massa Distilasi III

Komponen	INPUT		OUTPUT	
	F5	Produk Atas	Bottom	

H ₂ O (l)	5943,676	0,000	5943,676
HCOOH	3750,000	3750,000	0,000
TOTAL	5943,676	5943,676	

OVERALL NERACA MASSA

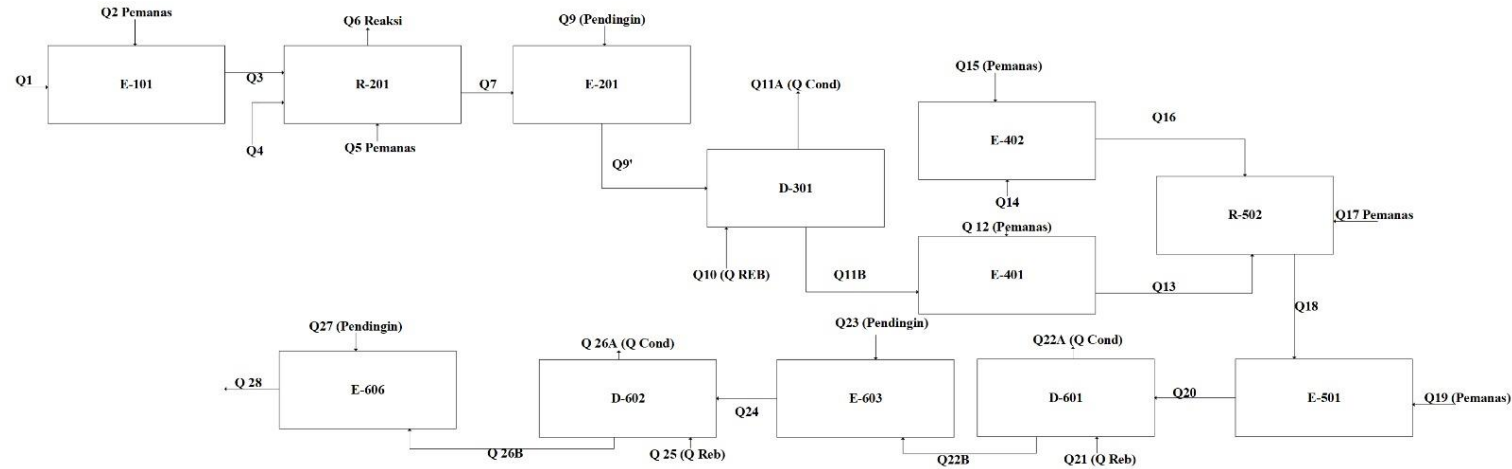
Tabel A. 6 Overall Neraca Massa

ALAT	KOMPONEN	INPUT	OUTPUT
Reaktor Karbonilasi (R-201)	CH ₃ OH (l)	7905,15	5270,10
	H ₂ O (l)	0,00	23,72
	CO(g)	2305,67	0,00
	HCOOCH ₃ (l)	0,00	4940,71
Distilasi I	HCOOCH ₃ (l)	4940,71	4940,71
	H ₂ O (l)	11,86	11,86
	CH ₃ OH (l)	5270,10	5270,10
Reaktor Hidrolisa (R-501)	HCOOCH ₃ (l)	4940,71	49,41
	H ₂ O (l)	7411,07	5943,68
	HCOOH(l)	0,00	3750,00
	CH ₃ OH (l)	0,00	2608,70
Distilasi II	HCOOCH ₃ (l)	49,41	49,41
	H ₂ O (l)	5943,68	5943,68
	HCOOH(l)	3750,00	3750,00
	CH ₃ OH (l)	2608,70	2608,70
Distilasi III	H ₂ O (l)	5943,675886	5943,675886
	HCOOH	3749,999998	3749,999998

ALAT	KOMPONEN	INPUT	OUTPUT
TOTAL		54830,71	54854,43

B. NERACA PANAS

Diagram Alir Neraca Panas



Keterangan

- Q1 = Input Metanol (CH_3OH) menuju Heater Metanol E-101
- Q2 (Pemanas) = Pemanasan Metanol di Heater E-101
- Q3 = Metanol panas keluar Heater E-101 menuju Reaktor Karbonilasi R-201
- Q4 = Input CO (Karbon monoksida) menuju Reaktor Karbonilasi R-201
- Q5 (Pemanas) = Pemanasan reaksi pada Reaktor Karbonilasi R-201
- Q6 (Reaksi) = Panas reaksi pada Reaktor Karbonilasi R-201
- Q7 = Produk hasil reaksi dari R-201 menuju Cooler Metil Format E-201
- Q9 (Pendingin) = Pendinginan produk pada Cooler Metil Format E-201
- Q9' = Aliran produk keluar Cooler E-201 menuju Kolom Distilasi Metil Format dan Metanol D-301
- Q10 (Q Reb) = Panas reboiler pada Kolom Distilasi D-301

Q11A (Q Cond)	=	Panas kondensor pada Kolom Distilasi D-301
Q11B	=	Aliran Metil Format keluar dari Kolom Distilasi D-301 menuju proses berikutnya
Q12 (Pemanas)	=	Pemanasan aliran pada Heater Metil Format E-401
Q13	=	Produk keluar Heater E-401 menuju Reaktor Hidrolisa Metil Format R-501
Q14	=	Input air (H ₂ O) menuju Heater Air E-402
Q15 (Pemanas)	=	Pemanasan air pada Heater Air E-402
Q16	=	Air panas keluar E-402 menuju Reaktor Hidrolisa R-501
Q17 (Pemanas)	=	Panas reaksi pada Reaktor Hidrolisa Metil Format R-501
Q18	=	Produk hasil hidrolisa keluar R-501 menuju Heater Asam Format E-501
Q19 (Pemanas)	=	Pemanasan pada Heater Asam Format E-501
Q20	=	Aliran menuju Kolom Distilasi Asam Format dan Air D-601
Q21 (Q Reb)	=	Panas reboiler pada Kolom Distilasi D-601
Q22A (Q Cond)	=	Panas kondensor pada Kolom Distilasi D-601
Q22B	=	Produk bawah (<i>bottom product</i>) dari Kolom Distilasi D-601 menuju proses selanjutnya
Q23 (Pendingin)	=	Pendinginan produk dari D-601 pada Cooler Asam Format E-606
Q24	=	Aliran produk menuju Kolom Distilasi Asam Format dan Air D-602
Q25 (Q Reb)	=	Panas reboiler pada Kolom Distilasi D-602
Q26A (Q Cond)	=	Panas kondensor pada Kolom Distilasi Asam Format dan Air D-602
Q26B	=	Produk bawah (<i>bottom product</i>) Asam Format dari Kolom Distilasi D-602
Q27 (Pendingin)	=	Pendinginan produk akhir pada Cooler Produk Asam Format E-606
Q28	=	Produk akhir asam format keluar menuju penyimpanan

Diketahui

Basis perhitungan = 1 jam

T referensi = 25 °C
= 298,15 K
Kondisi Proses = Isobaric

Kapasitas Panas (Cp)

$$Cp = A + B.T + C.T^2 + D.T^3 + E.T^4$$

Data komponen Cp bahan gas (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	B	C	D	E	Tmin	Tmax
HCOOCH ₃ (g)	5,80	0,25072000	-0,00017515	6,06 ⁻⁸	-8,10 ⁻¹²	250	1500
H ₂ O (g)	33,93	-0,00841860	0,00002991	-1,78 ⁻⁸	3,69 ⁻¹²	100	1500
CH ₃ OH (g)	40,05	-0,03828700	0,00024529	-2,17E ⁻⁷	5,99 ⁻¹¹	100	1500
CO (g)	29,56	-0,00658070	0,00002013	-1,22 ⁻⁸	2,26 ⁻¹²	60	1500

Data komponen Cp bahan cair (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	B	C	D	Tmin	Tmax	Cp (25°C)
HCOOCH ₃ (l)	42,38	0,57064	-0,00197270	0,00000289450	175	438	113,87
H ₂ O (l)	92,05	-0,03995	-0,00021103	0,00000053469	273	615	75,55
HCOOH(l)	-16,11	0,87229	-0,00236650	0,00000244540	283	522	98,40
CH ₃ OH (l)	40,15	0,31046	-0,00102910	0,00000145980	176	461	79,93

Tekanan Uap Murni (Psat)

$$\log(Psat) = A + \frac{B}{T} + C \log T + D T + E T^2$$

Data komponen Psat (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	B	C	D	E	Tmin	Tmax
HCOOCH ₃	28,96	-2358,2000	-7,4848	7,44 ⁻¹⁰	2,70 ⁻⁶	174,15	487,20
H ₂ O	29,86	-3152,2000	-7,3037	2,42 ⁻⁹	1,81 ⁻⁶	273,16	647,13
HCOOH	27,93	-2597,6000	-7,2489	6,41 ⁻¹⁰	3,94 ⁻⁶	281,55	580,00
CH ₃ OH	45,62	-3244,7000	-13,9880	6,64 ⁻³	-1,05 ⁻¹³	175,47	512,58

Panas Penguapan

$$\Delta H_{vap} = A(1 - \frac{T}{T_c})^n$$

Data komponen Hvap (Yaws dkk., 1999)

Komponen	A	Tc	n	Tmin	Tmax
HCOOCH ₃	44,00	487,20	0,45	174,15	487,20
H ₂ O	52,05	647,13	0,32	273,16	647,13
HCOOH	5,51	580,00	-1,34	281,45	373,71
CH ₃ OH	52,72	512,58	0,38	175,47	512,58

Panas Pembentukan

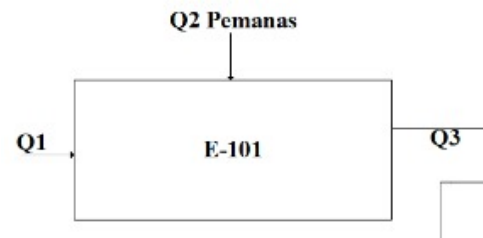
Data komponen ΔHf standar (Yaws dkk., 1999)

Komponen	ΔHf (kJ/mol)	ΔHf (kkal/kmol)
HCOOCH ₃	-349,78	-83.597,42
H ₂ O	-240,56	-57.493,84

HCOOH	-378,61	-90.487,79
CH ₃ OH	-201,17	-48.079,63
CO	-110,54	-26.419,06

Komponen	BM
HCOOCH ₃	60
H ₂ O	18
HCOOH	46

1. Heat Exchanger Metanol (E-101)



Keterangan=

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 83,4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 356,15 \text{ K}$$

Perhitungan Panas Sensibel

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT (°C)	Q (kkal)
Input	CH ₃ OH (l)	32	7905,145055	303,15	204,59809893	1,528092051	5	12079,78932
Output	CH ₃ OH (l)	32	7905,145055	356,55	2810,21884913	20,98882203	58	165919,6827
	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Input	CH ₃ OH (l)	32	7905,145055	303,15	80,36298066	0,600211012	5	4744,755112
Output	CH ₃ OH (l)	32	7905,145055	356,55	86,18820536	0,643718159	58	5088,68542

Menghitung kebutuhan Steam

$$Q_{\text{Pemanas}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 153839,8934 \text{ kkal}$$

$$T_{\text{steam}} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 413,15 \text{ K}$$

Maka,

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$= 37,55120317 \text{ kJ/mol}$$

$$= 498,596531 \text{ kkal/kg}$$

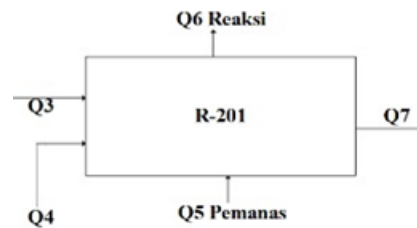
$$m_{\text{Steam}} = \frac{Q_{\text{Pemanas}}}{H_{\text{vap}}}$$

$$= 308,5458558 \text{ kg/jam}$$

Tabel ... Heat Exchanger Metanol (E-101)

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	12079,78932	165919,6827
Pemanas	153839,8934	
TOTAL	165919,6827	165919,6827

2. Reaktor I Karbonilasi Metanol (R-201)



$$T_{in} = 83,4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 356,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 86,4 \text{ }^{\circ}\text{C} = 359,15 \text{ K}$$

Perhitungan Panas Masuk

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Q2	CH ₃ OH (l)	32	7905,145055	356,55	2810,218849	20,98882203	58,4	165919,6827
Q4	CO(g)	28	2305,667308	356,55	1714,488213	14,63438154	58,4	33742,01508
Total								199661,6978

Perhitungan Panas Keluar

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Q5	HCOOCH ₃ (l)	60	4940,71146	359,99	3567,03	14,2086849	61,84	70201,01232
	CH ₃ OH (l)	32	5270,098943	359,99	3000,84	22,412539	61,84	118116,2981
	CO(g)	28	0,001959816	359,99	1814,49	15,48797425	61,84	0,030353573
	Total							188317,3407

Panas Reaksi

Mol CH₃OH bereaksi = 82,35 kmol

ΔH_f CO = -26.419,06 kkal/kmol

ΔH_f CH₃OH = -48.079,63 kkal/kmol

ΔH_f HCOOCH₃ = -83.597,42 kkal/kmol

ΔH_r = $n\Delta H_f \text{ produk} - n\Delta H_f \text{ reaktan}$

= -9.098,73 kkal/kmol

Q_r = $-(\Delta H \times \text{mol yang bereaksi}) = 749280,4155 \text{ kkal}$

Menghitung kebutuhan Steam

Q Pemanas = $Q_{out} - Q_{in} + Q_r$

= 737936,0585 kkal

$$\begin{aligned} T_{\text{steam}} &= 140 \text{ }^{\circ}\text{C} \\ &= 413,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Maka,

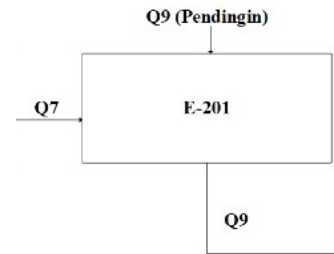
$$\begin{aligned} H_{\text{vap}} &= A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \\ &= 37,55120317 \text{ kJ/mol} \\ &= 498,596531 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{Steam}} &= \frac{Q_{\text{Pemanas}}}{H_{\text{vap}}} \\ &= 1480,02646 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel... Reaktor Karbonilasi (R-201)

Komponen	Q masuk	Q keluar
CO (g)	33742,01508	0,030353573
CH ₃ OH (l)	165919,6827	118116,2981
HCOOCH ₃ (l)		70201,01232
Q reaksi		749280,4155
Q pemanas	737936,0585	
TOTAL	937597,7562	937597,7562

3. Cooler Metil Format (E-201)



$$T_{in} = 86,84\text{ }^{\circ}\text{C} = 359,99\text{ K}$$

$$T_{out} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	4940,71146	359,99	3567,03	14,21	62	70201,01
CH ₃ OH (l)	32	5270,10	359,99	3000,84	22,41	62	118116,30
Total							188317,31

Panas Keluar

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	4940,71	303,15	218,9562564	0,87	5	4309,17
CH ₃ OH (l)	32	5270,10	303,15	204,60	1,53	5	8053,20
Total							12362,37

Menghitung kebutuhan Pendingin

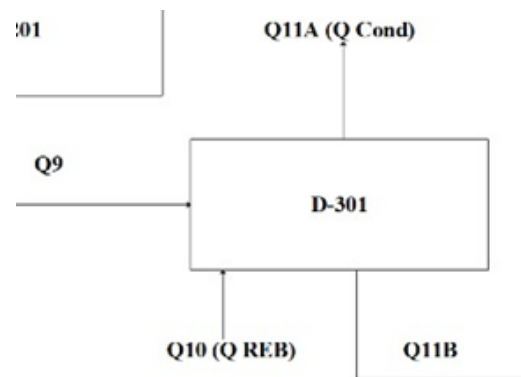
$$\begin{aligned} Q \text{ Pemanas} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= 175954,95 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p &= 1,00 \text{ kkal/kg.K} \\ \Delta T &= 56,84 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 329,99 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ colling water} &= 37 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 310,15 \text{ K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} m \text{ colling water} &= \frac{Q_{Pendingin}}{C_p \times \Delta T} \\ &= 533,21 \text{ kg} \end{aligned}$$

4. Distilasi I (D-301)



$T_{in} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$
 $T_{top} = 58,09\text{ }^{\circ}\text{C} = 331,24\text{ K}$
 $T_{bottom} = 82,83\text{ }^{\circ}\text{C} = 355,98\text{ K}$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	4940,71	303,15	3286,010455	13,09	5	64670,33
CH ₃ OH (l)	32	5270,10	303,15	2778,865857	20,75	5	109379,08
Total							174049,4129

Profil Kondisi Umpan Masuk dan Keluar

Penentuan kondisi T bubble dan T dew Umpan Masuk

$P = 2\text{ bar} = 1520\text{ mmHg}$
 $T_{bubble} = 342,27\text{ K} = 70,12\text{ }^{\circ}\text{C}$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	$y_i = x_i.K$
HCOOCH ₃	82,35	0,33	3,43	2674,92	1,76	0,59
CH ₃ OH	164,69	0,67	2,97	942,62	0,62	0,41
Total	247,04	1,00				1,00

P = 2 bar = 1520 mmHg

T bubble = 349,83 K = 76,68 °C

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	$x_i = y_i/K$
HCOOCH ₃	82,35	0,33	3,51	3213,51	2,11	0,16
CH ₃ OH	164,69	0,67	3,08	1202,97	0,79	0,84
Total	247,04	1,00				1,00

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Kolom Atas

P = 1,5 bar = 1140 mmHg

T bubble = 334,62 K = 61,47 °C

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	$y_i = x_i.K$
HCOOCH ₃	82.35	0.33	3.32	2074.73	1.82	0.61
CH ₃ OH	164.69	0.67	2.83	672.64	0.59	0.39

Total	247.04	1.00	1.00
-------	--------	------	------

P = 1,5 bar = 1140 mmHg

T bubble = 341,82 K = 68,67 °C

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
HCOOCH ₃	82.35	0.33	3.41	2566.29	2.25	0.15
CH ₃ OH	164.69	0.67	2.95	892.10	0.78	0.85
Total	247.04	1.00				1.00

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Kolom Bawah

P = 2 bar = 1520 mmHg

T bubble = 395,06 K = 121,91 °C

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
HCOOCH ₃	82.35	0.33	3.41	2566.29	2.25	0.15
CH ₃ OH	164.69	0.67	2.95	892.10	0.78	0.85
Total	247.04	1.00				1.00

P = 2 bar = 1520 mmHg

T bubble = 395,26 K = 122,06 °C

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
HCOOH	82.35	0.33	3.15	1401.67	0.92	0.36
H ₂ O	164.69	0.67	3.20	1586.94	1.04	0.64

Total	247.04	1.00	1.00
-------	--------	------	------

Perhitungan Harga Refluks (R)

Menentukan konstanta Underwood terlebih dahulu menurut rumus Coulson (1983), Direncanakan umpa masuk pada kondisi cair jenuh, sehingga $q=1$

$$1 - q = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})}{\alpha_i - \theta} \right]$$

Dengan $\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$

Harga $\theta = 2,5$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i/\sum n$	K_i	$\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$	$\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})$	$\alpha_i - \theta$	1 - q
HCOOCH ₃ (l)	82.35	0.33	1.76	2.84	0.95	0.34	2.80
CH ₃ OH (l)	164.69	0.67	0.62	1.00	0.67	-1.50	-0.44
Total	247.04	1.00					2.36

Maka, Harga refluks minimum dapat dihitung dengan persamaan

$$R_{min} + 1 = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{distilat})}{\alpha_i - \theta} \right]$$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i/\sum n$	K_i	$\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$	$\alpha_i \cdot x_i(\text{dis})$	$\alpha_i - \theta$	Rmin+1
HCOOCH ₃ (l)	82.35	0.33	2.25	2.88	0.96	0.38	2.54
CH ₃ OH (l)	164.69	0.67	0.78	1.00	0.67	-1.50	-0.44
Total	247.04	1.00					2.10

R min = 1,1

Harga refluks dipengaruhi oleh fluida pendingin. Dari buku Treyball, untuk pendingin air $R/R_m = 1,2 - 1,3$. Diambil R/R_m 1,25.

Maka,

$$R = 1,25 \times R_m$$

$$= 1,38$$

Perhitungan Komposisi Cairan Refluks (Lo) dan Komposisi Uap Masuk Kondensor (V)

$$R = \frac{L_o}{D}$$

Dengan,

$$L_o = \sum n \times R$$

$$V = L_o + D$$

Maka,

$$L_o = 339,77 \text{ kmol}$$

$$V = 339,77 \text{ kmol} + 247,04 \text{ kmol}$$

$$= 586,81 \text{ kmol}$$

Komponen	D (mol)	$x_i = n_i / \sum n$	L_o	V
HCOOCH ₃	82.35	0.33	113.26	195.60
CH ₃ OH	164.69	0.67	226.52	391.21
Total	247.04	1.00	339.77	586.81

Perhitungan Beban Kondensor

Menghitung panas sensible yang dibawa vapor ke kondensor (Q_{sensible})

$$T_{\text{dew}} = 341,82 \text{ K}$$

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C_p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
----------	----------	-------	-------------------	------------	----------

HCOOCH ₃ (g)	195.60	341.82	73.45	43.67	149952.31
CH ₃ OH (g)	391.21	341.82	46.96	43.67	191743.85
Total					341696.16

Menghitung panas laten kondensasi

T dew = 341,82 K

$$Q = n \times \lambda$$

Dengan $\lambda = A \times \left(\frac{1-T}{B}\right)^C \times 1000$

Komponen	n (kmol)	λ (kJ/kmol)	Q (kkal)
HCOOCH ₃	195.60	25439.34	1189265.67
CH ₃ OH	391.21	34836.08	3257112.97
Total			4446378.64

Menghitung panas sensible yang dibawa distilat (Q_D)

T bubble = 341,82K

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	82.35	334.62	1894.780183	36.47	1360139.52
CH ₃ OH (l)	164.69	334.62	1655.036947	36.47	2376089.91
Total					3736229.43

Menghitung panas refluks distilasi

$$T_{\text{bubble}} = 334,62 \text{ K}$$

$$Q = n \times C_p$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	113.26	334.62	1894.78	36.47	51289.00
CH ₃ OH (l)	226.52	334.62	1655.036947	36.47	89599.10
Total					140888.09

Beban kondensor dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Kondensor}} &= Q_{\text{Sensible}} + Q_{\text{Laten}} - Q_{\text{Destilat}} - Q_{\text{Refluks}} \\
 &= 910957,28 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

$$Q_{\text{Pendingin}} = 910957,28 \text{ kkal}$$

$$C_p = 1,00 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\Delta T = 38,67 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 311,82 \text{ K}$$

$$T_{\text{colling water}} = 37 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 310,15 \text{ K}$$

$$m_{\text{colling water}} = \frac{Q_{\text{Pendingin}}}{C_p \times \Delta T}$$

$$= 2921,41 \text{ kg}$$

Perhitungan beban Reboiler

Menghitung panas sensibel yang dibawa pada dasar distilasi

$$T_{\text{Bubble}} = 395,06 \text{ K}$$

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	82.35	395.06	6252.33	96.91	123049.05
H ₂ O (l)	164.69	395.06	8681.27	96.91	341704.02
Total					464753.07

Beban Reboiler dapat dihitung sebagai berikut

$$Q_{\text{Reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_{\text{Bottom}} + Q_{\text{destilat}} - Q_{\text{Feed}}$$

$$= 4937890,37 \text{ kkal}$$

Menghitung kebutuhan Steam

$$Q_{\text{Pemanas}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 153839,8934 \text{ kkal}$$

$$T_{\text{steam}} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 413,15 \text{ K}$$

Maka,

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

$$= 37,55120317 \text{ kJ/mol}$$

$$= 498,596531 \text{ kkal/kg}$$

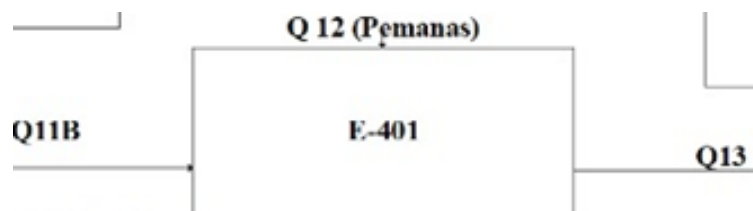
$$m \text{ Steam} = \frac{Q \text{ Pemanas}}{H_{vap}}$$

$$= 9903,58 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas Total Distilasi I

Komponen	Q masuk	Q keluar distilat	Q keluar bottom
HCOOCH ₃ (l)	64,670.33	1,360,139.52	123049.05
CH ₃ OH (l)	109,379.08	2,376,089.91	341704.02
Q kondensor		910,957.28	
Q reboiler	4,937,890.37		
TOTAL	5,111,939.79	5,111,939.79	

5. Heater E-401



$$T_{in} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 90,15 \text{ K}$$

$$Q = m \times Cp \times \Delta T$$

Perhitungan Panas Sensibel

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Input	HCOOCH ₃ (l)	60	4940.71	303	204.60	0.81	5	20132.97
Output	HCOOCH ₃ (l)	60	4940.71	363	3178.04	12.66	65	4065446.82

Menghitung kebutuhan Steam

$$\begin{aligned} Q_{Pemanas} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 4045313,86 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T_{steam} &= 140 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 413,15 \text{ K} \end{aligned}$$

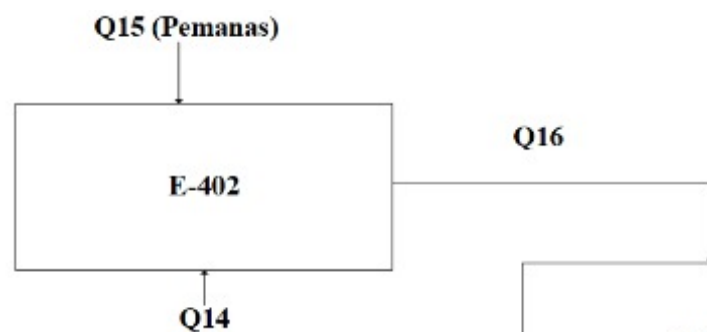
Maka,

$$\begin{aligned} H_{vap} &= A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \\ &= 37,55120317 \text{ kJ/mol} \\ &= 498,596531 \text{ kkal/kg} \end{aligned}$$

$$m_{\text{Steam}} = \frac{Q_{\text{Pemanas}}}{H_{\text{vap}}} = 8113,40 \text{ kg/jam}$$

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	20,132.97	4,065,446.82
Q pemanas	4,045,313.86	
TOTAL	4,065,446.82	4,065,446.82

6. Heater E-402



$$T_{\text{in}} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 90 \text{ } ^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$Q = m \times C_p \times \Delta T$$

Perhitungan Panas Sensibel

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	C _p (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Input	H ₂ O (l)	18	7411.07	303	459.7568781	6.10	5	226206.14
Output	H ₂ O (l)	18	7411.07	363	5882.112387	78.10	65	37622947.93

$$Q_{Pemanas} = Q_{out} - Q_{in}$$

$$= 37396741,79 \text{ kkal}$$

$$T_{\text{steam}} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 413,15 \text{ K}$$

Maka,

$$H_{\text{vap}} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

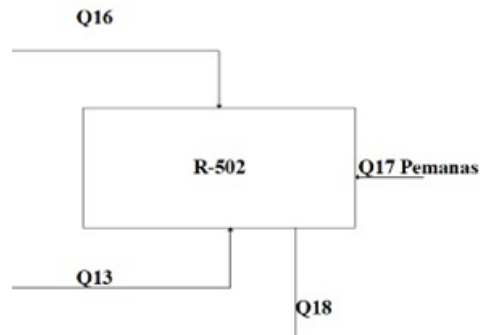
$$= 37,55120317 \text{ kJ/mol}$$

$$= 498,596531 \text{ kkal/kg}$$

$$m_{\text{Steam}} = \frac{Q_{Pemanas}}{H_{\text{vap}}}$$

$$= 75004,02 \text{ kg/jam}$$

7. Reaktor Hidrolisa Metil Format (R-501)



$$T_{in} = 90 \text{ }^{\circ}\text{C} = 363,15 \text{ K}$$

$$T_{out} = 95 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368,15 \text{ K}$$

Panas Masuk

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Q2	HCOOCH ₃ (l)	60	4940.71	363.15	3792.574913	15.11	65	74639.77
Q4	H ₂ O (l)	18	7411.07	363.15	5882.112387	78.10	65	578814.58
Total								653454.36

Panas Keluar

	Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
Q5	HCOOCH ₃ (l)	60	49.41	368.15	4156.57	16.56	70	818.03
	H ₂ O (l)	18	5943.68	368.15	6324.91	83.98	70	499154.11

HCOOH(l)	46	3750.00	368.15	753.52	3.92	70	14681.34
CH ₃ OH (l)	32	2608.70	368.15	3462.37	25.86	70	67459.74
Total							582113.22

$$\text{Mol HCOOCH}_3 \text{ bereaksi} = 81.52 \text{ kmol}$$

$$\Delta H_f \text{HCOOCH}_3 = -83,597.42 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{H}_2\text{O} = -57,493.84 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{HCOOH} = -90,487.79 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_f \text{CH}_3\text{OH} = -48,079.63 \text{ kkal/kmol}$$

$$\Delta H_r = n\Delta H_f \text{ produk} - n\Delta H_f \text{ reaktan} = 2,523.840 \text{ kkal/kmol}$$

$$Q_r = -(\Delta H \cdot \text{mol yang bereaksi}) = -205747.826 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ Pemanas} &= Q_{out} - Q_{in} \\ &= 134406,69 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ steam} &= 140 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &= 413,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Maka,

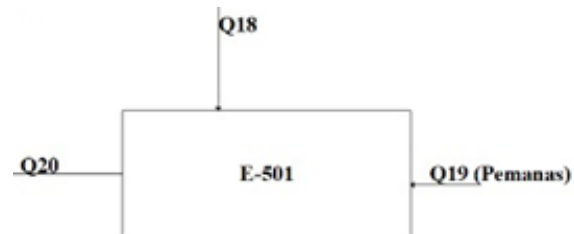
$$\begin{aligned} H_{vap} &= A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \\ &= 37,55120317 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$= 498,596531 \text{ kkal/kg}$$

$$\begin{aligned} m \text{ Steam} &= \frac{Q \text{ Pemanas}}{H_{vap}} \\ &= 269,57,02 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	74,639.77	818.03
H ₂ O (l)	578,814.58	499,154.11
HCOOH(l)		14,681.34
CH ₃ OH (l)		67,459.74
Q reaksi	-205,747.83	
Q pemanas	134,406.69	
TOTAL	582,113.22	582,113.22

8. Heater Asam Format (E-501)



Keterangan=

$$T \text{ in} = 95,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 368,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 96,50\text{ }^{\circ}\text{C} = 369,65\text{ K}$$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	49,41	368,15	4156,57	25,19	70	1244,77
H ₂ O (l)	18	5943,68	368,15	6324,91	55,19	70	328031,30
HCOOH(l)	46	3750,00	368,15	753,52	3,92	70	14681,34
CH ₃ OH (l)	32	2608,70	368,15	3462,37	25,86	70	67459,74
Total							411417,16

Panas Keluar

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	49,41	369,65	4267,42	17,00	72	839,85
H ₂ O (l)	18	5943,68	369,65	6457,45	85,74	72	509613,93
HCOOH(l)	46	3750,00	369,65	805,46	4,18	72	15693,26
CH ₃ OH (l)	32	2608,70	369,65	3548,59	26,50	72	69139,71
Total							595286,74

Menghitung kebutuhan steam

$$Q_{\text{pemanas}} = Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}}$$

$$= 183869,59\text{ kkal}$$

$$T_{\text{steam}} = 140 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 413,15 \text{ K}$$

$$H_{\text{vap}} = A \frac{1-T^n}{T_c}$$

$$= 37,55 \text{ kJ/mol}$$

$$= 498,60 \text{ kkal/kg}$$

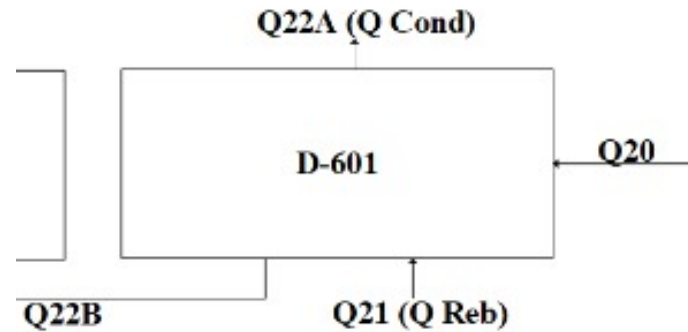
$$m_{\text{steam}} = Q_{\text{pemanas}}/H_{\text{vap}}$$

$$= 368,77 \text{ kg}$$

Tabel D.9 Neraca Panas Total HE III

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	1.244,77	839,85
H ₂ O (l)	328.031,30	509.613,93
HCOOH(l)	14.681,34	15.693,26
CH ₃ OH (l)	67.459,74	69.139,71
Q pemanas	183.869,59	
TOTAL	595.286,74	595.286,74

9. Distilasi II Asam Format (D-601)



$$T_{in} = 96,45 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 369,60 \text{ K}$$

$$T_{top} = 69,73 \text{ } ^\circ\text{C} = 342,88 \text{ K}$$

$$T_{bottom} = 113,39 \text{ } ^\circ\text{C} = 386,54 \text{ K}$$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	49,41	369,60	4263,47	16,98	71	839,07
H ₂ O (l)	18	5943,68	369,60	6452,737603	85,68	71	509242,36
HCOOH(l)	46	3750,00	369,60	803,587948	4,18	71	15656,86
CH ₃ OH (l)	32	2608,70	369,60	3545,521281	26,48	71	69079,86
Total							594818,15

Profil Kondisi Umpan Masuk dan Keluar

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Umpan Masuk

$$P = 1,55 \text{ atm} = 1178,00 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{bubble}} = 369,60 \text{ K} = 96,45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	yi = xi.K
HCOOCH ₃	0,82	0,00	3,73	5335,84	4,53	0,01
H ₂ O	330,20	0,67	2,82	668,25	0,57	0,38
HCOOH	81,52	0,17	2,82	668,18	0,57	0,09
CH ₃ OH	81,52	0,17	3,37	2363,30	2,01	0,33
Total	494,07	1,00				0,81

$$P = 1,55 \text{ atm} = 1178,00 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{dew}} = 381,55 \text{ K} = 108,40 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
HCOOCH ₃	0,82	0,00	3,85	7045,15	5,98	0,00
H ₂ O	330,20	0,67	3,01	1017,25	0,86	0,77
HCOOH	81,52	0,17	2,98	955,60	0,81	0,20
CH ₃ OH	81,52	0,17	3,53	3423,97	2,91	0,06
Total	494,07	1,00				1,03

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Kolom Atas

P = 1,54 atm = 1170,40 mmHg

Tbubble = 335,95 K = 62,80 °C

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	yi = xi.K
HCOOCH ₃	0,82	0,01	3,33	2159,04	1,84	0,02
CH ₃ OH	81,52	0,99	2,85	709,16	0,61	0,60
Total	82,35	1,00				0,62

P = 1,54 atm = 1170,40 mmHg

Tdew = 342,88 K = 69,73 °C

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
HCOOCH ₃	0,82	0,01	3,42	2645,31	2,26	0,00
CH ₃ OH	81,52	0,99	2,97	928,78	0,79	1,25
Total	82,35	1,00				1,25

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Kolom Bawah

P = 1,56 atm = 1185,60 mmHg

Tbubble = 386,54 K = 113,39 °C

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	yi = xi.K

HCOOH	81,52	0,20	3,04	1102,57	0,93	0,18
H ₂ O	330,20	0,80	3,08	1201,84	1,01	0,81
Total	411,73	1,00				1,00

P = 1,56 atm = 1185,60 mmHg

T_{dew} = 386,58 K = 113,43 °C

Komponen	n (kmol)	y _i = n _i /Σn	log Psat (mmHg)	P _i (mmHg)	K _i = P _i /P	x _i = y _i /K
HCOOH	81,52	0,20	3,04	1103,60	0,93	0,21
H ₂ O	330,20	0,80	3,08	1203,14	1,01	0,79
Total	411,73	1,00				1,00

Perhitungan Harga Reflux (R)

Menentukan konstanta Underwood terlebih dahulu menurut rumus Coulson (1983)

Direncanakan umpan masuk pada kondisi cair jenuh, sehingga q=1

$$1 - q = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})}{\alpha_i - \theta} \right] \quad \text{dengan } \alpha_i = K_i/K(\text{HK})$$

Harga θ = 2,50

Komponen	n (kmol)	x _i = n _i /Σn	K _i	$\alpha_i =$ K _i /K(HK)	$\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})$	$\alpha_i - \theta$	1 - q
HCOOCH ₃ (l)	0,82	0,00	4,53	7,98	0,01	5,48	0,00

H ₂ O (l)	330,20	0,67	0,57	1,00	0,67	-1,50	-0,45
HCOOH(l)	81,52	0,17	0,57	1,00	0,16	-1,50	-0,11
CH ₃ OH (l)	81,52	0,17	2,01	3,54	0,58	1,04	0,56
Total	494,07	1,00					0,01

Harga refluks minimum dapat dihitung dengan persamaan:

$$R_{min} + 1 = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{distilat})}{\alpha_i - \theta} \right]$$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i / \sum n$	K_i	$\alpha_i = \frac{K_i}{K(\text{HK})}$	$\alpha_i \cdot x_i(\text{dis})$	$\alpha_i - \theta$	$R_{min} + 1$
HCOOCH ₃ (l)	0,82	0,01	2,26	2,85	0,03	0,35	0,08
CH ₃ OH (l)	81,52	0,99	0,79	1,00	0,99	-1,50	-0,66
Total	82,35	1,00					-0,58

$$R_{min} = -1,58$$

Harga refluks dipengaruhi oleh fluida pendingin. Dari buku Treyball, untuk pendingin air $R/R_m = 1,2 - 1,3$ dan diambil $R/R_m = 1,25$; maka

$$R = 1,25 \cdot R_m$$

$$= -1,97$$

Perhitungan Komposisi Cairan Refluks (Lo) dan Komposisi Uap Masuk Kondensor (V)

$$R = L_o / D$$

$$L_o = -162,45$$

$$V = L_o + D$$

$$\text{kmol} = -80,11 \text{ kmol}$$

Komponen	D (mol)	$x_i = n_i/\sum n$	Lo	V
HCOOCH ₃	0,82	0,01	-1,62	-0,80
CH ₃ OH	81,52	0,99	-160,83	-79,31
Total	82,35	1,00	-162,45	-80,11

Perhitungan Beban Kondensor

Menghitung panas sensible yang dibawa vapor ke kondensor (Q_{sensible})

T_{dew} = 342,88 K

Komponen	n (kmol)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (g)	-0,80	342,88	2410,35	44,73	-461,48
CH ₃ OH(g)	-79,31	342,88	2077,13	44,73	-39370,76
Total					-39832,24

Menghitung panas laten kondensasi (Q_{laten})

T_{dew} = 342,88 K

Komponen	n (kmol)	λ (kJ/kmol)	Q (kkal)
HCOOCH ₃	-0,80	25355,49	-4854,53
CH ₃ OH	-79,31	34754,73	-658755,08
Total			-663609,61

Menghitung panas sensible yang dibawa distilat (QD)

Tbubble = 335,95 K

Komponen	n (kmol)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	0,82	335,95	1975,37	37,80	388,76
CH ₃ OH (l)	81,52	335,95	1721,537178	37,80	33541,91
Total					33930,67

Menghitung panas refluks distilasi (Q_{Lo})

Tbubble = 335,95 K

Komponen	n (kmol)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	-1,62	335,95	1975,367345	37,80	-766,96
CH ₃ OH (l)	-160,83	335,95	1721,537178	37,80	-66172,61
Total					-66939,58

Beban kondensor dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensor}} &= Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{laten}} - Q_D - Q_{Lo} \\
 &= -670432,94 \text{ kkal}
 \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

$$Q_{\text{pendingin}} = -670432,94 \text{ kkal}$$

$$\begin{aligned}
 T_{cw} &= 37\text{ }^{\circ}\text{C} \\
 &= 310,15\text{ K} \\
 C_p &= 1,00\text{ kkal/kg.K} \\
 \Delta T &= 26,72\text{ }^{\circ}\text{C} \\
 &= 299,87\text{ K} \\
 m_{cw} &= Q_{pendingin}/(C_p.\Delta T) \\
 &= 2235,73\text{ kg}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Beban Reboiler

Menghitung panas sensible yang dibawa produk dasar distilasi (Q_{bottom})

$$T_{bubble} = 386,54\text{ K}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C_p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOH(l)	81,52	386,54	1476,30	88,39	28763,86
H ₂ O (l)	330,20	386,54	7940,44	88,39	626650,32
Total					655414,18

Beban reboiler dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 Q_{reboiler} &= Q_{kondensor} + Q_{bottom} + Q_D - Q_{feed} \\
 &= -575906,25\text{ kkal}
 \end{aligned}$$

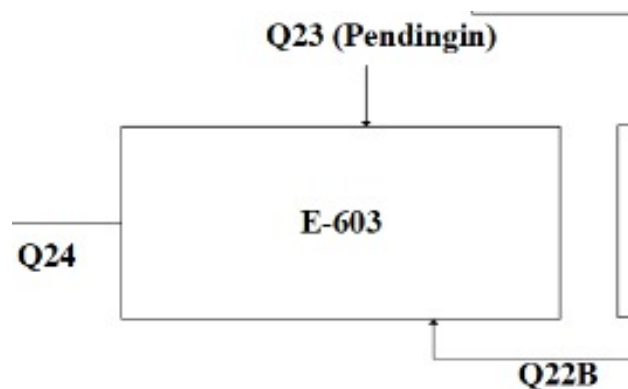
Menghitung kebutuhan steam

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{pemanas}} &= -575906,25 \text{ kkal} \\
 T_{\text{steam}} &= 140 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 &= 413,15 \text{ K} \\
 H_{\text{vap}} &= A(1-T/T_c)^n \\
 &= 37,55 \text{ kJ/mol} \\
 &= 498,60 \text{ kkal/kg} \\
 m_{\text{steam}} &= Q_{\text{pemanas}}/H_{\text{vap}} \\
 &= 1155,05 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel D.10 Neraca Panas Total Distilasi II

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	839,07	388,76
H ₂ O (l)	509.242,36	626650,32
HCOOH(l)	15.656,86	28.763,86
CH ₃ OH (l)	69.079,86	33.541,91
Q kondensor		-670.432,94
Q reboiler	-575.906,25	
TOTAL	18.911,90	18.911,90

10. Cooler Asam Format (E-603)



$$Q_5 = 818,0331697 + 499154,1079 + 14681,33837 + 67459,74411 = 582113,2235$$

$$Q_6 = 43,09 + 36283,46 - 1358,88 + 3986,33 = 38954,00$$

$$Q_{\text{pendingin}} = 582113,2235 - 38954,00 = 543159,22$$

$$Q = m \times C_p$$

$$T_{\text{in}} = 95^{\circ}\text{C} = 368,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

A. Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal) (m x Cp)
HCOOCH ₃ (l)	60	49,41	368,15	4156,57	16,56	70	818,0331697
H ₂ O (l)	18	5943,68	368,15	6324,906863	83,98	70	499154,1079
HCOOH(l)	46	3750,00	368,15	753,52	3,92	70	14681,33837
CH ₃ OH (l)	32	2608,70	368,15	3462,37	25,86	70	67459,74411

Total	582113,2235
--------------	-------------

$$Q_5 = 818,0331697 + 499154,1079 + 14681,33837 + 67459,74411 = 582113,2235$$

B. Panas Keluar

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOCH ₃ (l)	60	49,41	303,15	218,96	0,87	5	43,09
H ₂ O (l)	18	5943,68	303,15	459,76	6,10	5	36283,46
HCOOH(l)	46	3750,00	303,15	-69,74	-0,36	5	-1358,88
CH ₃ OH (l)	32	2608,70	303,15	204,60	1,53	5	3986,33
Total							38954,00

$$Q_6 = 43,09 + 36283,46 - 1358,88 + 3986,33 = 38954,00$$

C. Menghitung kebutuhan pendingin

$$C_p = 1,00 \text{ kkal/kg.K}$$

$$Q_{\text{pendingin}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}}$$

$$= 543159,22 \text{ kkal}$$

$$T_{\text{cw}} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 303,15 \text{ K}$$

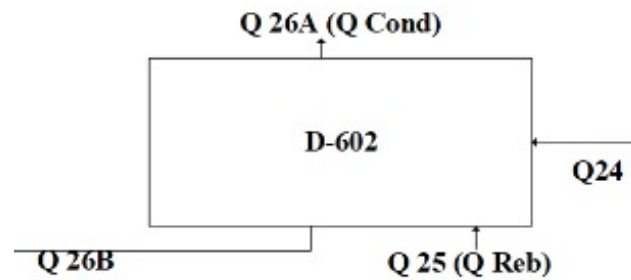
$$\Delta T = 65 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 &= 338,15 \quad \text{K} \\
 m \text{ cw} &= \frac{Q \text{ pemanas}}{H \text{ Vap}} \\
 &= 1603,50 \quad \text{kg}
 \end{aligned}$$

Tabel D.8 Neraca Panas Total Cooler II

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	818,03	43,09
H ₂ O (l)	499.154,11	36.283,46
HCOOH(l)	14.681,34	-1.358,88
CH ₃ OH (l)	67.459,74	3.986,33
Q pendingin		543.159,22
TOTAL	582.113,22	582.113,22

11. Distilasi III Pemurnian Produk Asam Format (D-602)



$$\begin{aligned}
 T_{in} &= 62,80 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 &= 335,95 \text{ K} \\
 T_{top} &= 48,55 \text{ }^{\circ}\text{C} = 321,70 \text{ K} \\
 T_{bottom} &= 107,79 \text{ }^{\circ}\text{C} = 380,94 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
H ₂ O (l)	18	5943,675886	335,95	3447,131509	45,77	38	10282032,2
HCOOH(l)	46	3749,999998	335,95	-27,19412919	-0,14	38	-20025,7
Total							10262006,5

Profil Kondisi Umpan Masuk dan Keluar

Penentuan Kondisi Tbubble dan Tdew Umpan Masuk

$$P = 1,54 \text{ atm} = 1170,40 \text{ mmHg}$$

$$T_{bubble} = 335,95\text{K} = 62,80 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	$x_i = n_i / \sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	yi = xi.K
H ₂ O (l)	330,20	0,80	3,33	2159,09	1,84	1,48
HCOOH(l)	81,52	0,20	2,85	709,18	0,61	0,12
Total	411,73	1,00				1,60

$$P = 1,54 \text{ atm} = 1170,40 \text{ mmHg}$$

$$T_{\text{dew}} = 342,88 \text{ K} = 69,73 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	$y_i = n_i/\sum n$	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	Ki = Pi/P	xi = yi/K
H ₂ O (l)	330,20	0,80	3,42	2645,29	2,26	0,35
HCOOH(l)	81,52	0,20	2,97	928,77	0,79	0,25
Total	411,73	1,00				0,60

Penentuan Kondisi Tsat Kolom Atas

$$P = 1,53 \text{ atm}$$

$$T_{\text{sat}} = 43,55^{\circ}\text{C}$$

Komponen	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	T (K)
H ₂ O (l)	3,07	1162,85	316,70

Penentuan Kondisi Tsat Kolom Bawah

$$P = 1,55 \text{ atm}$$

$$T_{\text{sat}} = 112,79 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	log Psat (mmHg)	Pi (mmHg)	T (K)
H ₂ O (l)	3,07	1178,06	385,94

Perhitungan Harga Reflux (R)

Menentukan konstanta Underwood terlebih dahulu menurut rumus Coulson (1983)

Direncanakan umpan masuk pada kondisi cair jenuh, sehingga $q=1$

$$1 - q = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})}{\alpha_i - \theta} \right]$$

dengan $\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$

Harga $\theta = 1,84$

Komponen	n (kmol)	x_i	K_i	$\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$	$\alpha_i \cdot x_i(\text{feed})$	$\alpha_i - \theta$	1 - q
H ₂ O (l)	330,20	0,80	1,84	3,04	2,44	1,20	2,03
HCOOH(l)	81,52	0,20	0,61	1,00	0,20	-0,84	-0,23
Total	411,73	1,00					1,80

Harga refluks minimum dapat dihitung dengan persamaan:

$$R_{min} + 1 = \sum \left[\frac{\alpha_i \cdot x_i(\text{distilat})}{\alpha_i - \theta} \right]$$

Komponen	n (kmol)	x_i	K_i	$\alpha_i = K_i/K(\text{HK})$	$\alpha_i \cdot x_i(\text{dis})$	$\alpha_i - \theta$	$R_{min}+1$
H ₂ O (l)	330,20	1,00	1,84	3,04	3,04	1,20	2,54

$R_{min} = 1,54$

Harga refluks dipengaruhi oleh fluida pendingin. Dari buku Treyball, untuk pendingin air $R/R_m = 1,2 - 1,3$ dan diambil $R/R_m = 1,25$; maka

$R = 1,25 \cdot R_m$

$= 1,92$

Perhitungan Komposisi Cairan Refluks (Lo) dan Komposisi Uap Masuk Kondensor (V)

$R = L_o/D$

Komponen	D (kmol)	Lo = R.D	V = Lo+D
H ₂ O (l)	330,20	633,98	964,18

Perhitungan Beban Kondensor

Menghitung panas sensible yang dibawa vapor ke kondensor (Q_{sensible})

$$T = 48,55 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
H ₂ O (l)	964,18	321,70	2155,890312	23,55	496803,40

Menghitung panas laten kondensasi (Q_{laten})

$$T = 48,55 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	λ (kJ/kmol)	Q (kkal)
H ₂ O (l)	964,18	321,70	26977,84	6216773,90

Menghitung panas sensible yang dibawa distilat (Q_D)

$$T = 95,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
H ₂ O (l)	330,20	368,15	6324,91	70,00	499154,11

Menghitung panas refluks distilasi (Q_{Lo})

$$T = 95,00 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
H ₂ O (l)	633,98	368,15	6324,91	70,00	958357,53

Beban kondensor dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} Q_{\text{kondensor}} &= Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{laten}} - Q_D - Q_{Lo} \\ &= 5256065,66 \text{ kkal} \end{aligned}$$

Menghitung kebutuhan pendingin

$$Q_{\text{pendingin}} = 5256065,66 \text{ kkal}$$

$$T_{cw} = 37 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 310,15 \text{ K}$$

$$C_p = 1,00 \text{ kkal/kg.K}$$

$$\Delta T = 14,25 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 287,40 \text{ K}$$

$$m_{cw} = Q_{\text{pendingin}} / (C_p \cdot \Delta T)$$

$$= 18288,55 \text{ kg}$$

Perhitungan Beban Reboiler

Menghitung panas sensible yang dibawa produk dasar distilasi (Q_{bottom})

$$T = 107,79 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

Komponen	n (kmol)	T (K)	C _p (kJ/kmol.K)	ΔT	Q (kkal)
H ₂ O (l)	330,20	380,94	7450,34	82,79	587972,21

Beban reboiler dihitung sebagai berikut:

$$Q_{\text{reboiler}} = Q_{\text{kondensor}} + Q_{\text{bottom}} + Q_D - Q_{\text{feed}}$$

$$= -3918814,52 \text{ kkal}$$

Menghitung kebutuhan steam

$$Q \text{ pemanas} = -3918814,52 \text{ kkal}$$

$$T \text{ steam} = 140^{\circ}\text{C}$$

$$= 413,15 \text{ K}$$

$$H_{\text{vap}} = A\left(\frac{1-T}{T_c}\right)^n$$

$$= 37,55 \text{ kJ/mol}$$

$$= 498,60 \text{ kkal/kg}$$

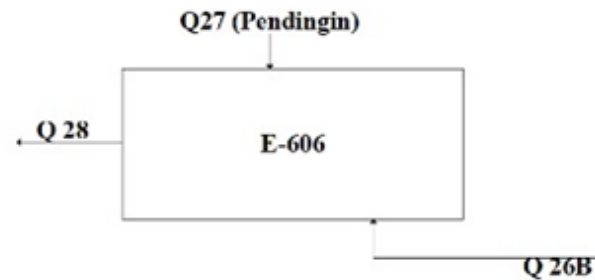
$$m \text{ steam} = Q \text{ pemanas} / H_{\text{vap}}$$

$$= 7859,69 \text{ kg}$$

Tabel D.11 Neraca Panas Total Distilasi III

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOCH ₃ (l)	10.282.032,17	499.154,11
CH ₃ OH (l)	-20.025,67	587.972,21
Q kondensor		5.256.065,66
Q reboiler	-3.918.814,52	
TOTAL	6.343.191,97	6.343.191,97

12. Cooler IV (Cooler Produk asam Format) (E-606)



$$T_{in} = 107,79^{\circ}\text{C} = 380,94 \text{ K}$$

$$T_{out} = 30,00^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Panas Masuk

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOH	46	3750,00	380,94	1236,68	6,43	83	1994795,57

Panas Keluar

Komponen	Mr (kg/kgmol)	m (kg)	T (K)	Cp (kJ/kmol.K)	Cp (kkal/kg.K)	ΔT	Q (kkal)
HCOOH	46	3750,00	303,15	-69,74459707	-0,36	5	-6794,41

Menghitung kebutuhan pendingin

$$\begin{aligned} Q_{pendingin} &= Q_{in} - Q_{out} \\ &= 2001589,98 \text{ kkal} \end{aligned}$$

$$T_{cw} = 37^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned}
 &= 310,15 \text{ K} \\
 C_p &= 1,00 \text{ kkal/kg.K} \\
 \Delta T &= 77,79 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 350,94 \text{ K} \\
 m_{\text{CW}} &= \frac{Q_{\text{pendingin}}}{(C_p \cdot \Delta T)} \\
 &= 5703,52 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

Tabel D.12 Neraca Panas Total Cooler II

Komponen	Q masuk	Q keluar
HCOOH	1.994.795,57	-6.794,41
Q pendingin		2.001.589,98
TOTAL	1.994.795,57	1.994.795,57

Tabel D.13 Neraca Massa Overall

ALAT		KOMPONEN	Q MASUK	Q KELUAR
1.	Heat Exchanger Metanol (E-101)	HCOOCH ₃ (l)	12079,78932	165919,6827
		Q Pemanas	153839,8934	
		CO (g)	33742,01508	0,030353573
2.	Reaktor I Karbonilasi Metanol (R-201)	CH ₃ OH (l)	165919,6827	118116,2981
		HCOOCH ₃ (l)	0	70201,01232

		Q reaksi	0	749280,4155
		Q pemanas	737936,0585	0
3.	Cooler Metil Format (E-201)	HCOOCH ₃ (l)	70201,012	4309,169
		CH ₃ OH (l)	118116,298	8053,196
		Q pendingin	0,000	175954,945
4.	Distilasi I (D-301)	HCOOCH ₃ (l)	64670,331	729251,988
		CH ₃ OH (l)	109379,082	1423431,457
		Q kondensor	0,000	570372,102
		Q reboiler	2549006,133	0,000
5.	Heat Exchanger Metil Format (E-401)	HCOOCH ₃ (l)	4026,593	62545,336
		Q pemanas	58518,743	0,000
6.	Heat Exchanger III Preheater H ₂ O (E-402)	H ₂ O (l)	67861,842	11286884,379
		Q pemanas	11219022,538	0,000
7.	Reaktor II Hidrolisa Metil Format (R-501)	HCOOCH ₃ (l)	74639,773	818,033
		H ₂ O (l)	578814,584	499154,108
		HCOOH(l)	0,000	14681,338
		CH ₃ OH (l)	0,000	67459,744
		Q reaksi	-205747,826	0,000
		Q pemanas	134406,693	0,000
8.	Cooler Asam Format (E-603)	HCOOCH ₃ (l)	818,033	43,092
		H ₂ O (l)	499154,108	36283,465
		HCOOH(l)	14681,338	-1358,883

10.	Distilasi II Asam Format (D-601)	CH ₃ OH (l)	67459,744	3986,327
		Q pendingin	0,000	543159,223
		HCOOCH ₃ (l)	839,072	388,762
		H ₂ O (l)	509242,357	626650,320
		HCOOH(l)	15656,863	28763,857
		CH ₃ OH (l)	69079,858	33541,906
		Q kondensor	0,000	-670432,942
		Q reboiler	-575906,246	0,000
9.	Heater Asam Format (E-501)	H ₂ O (l)	328031,301	509613,928
		HCOOH(l)	14681,338	15693,259
		CH ₃ OH (l)	67459,744	69139,706
		Q pemanas	183869,587	0,000
11.	Distilasi III Pemurnian Produk Asam Format (D-602)	HCOOCH ₃ (l)	10282032,166	499154,108
		CH ₃ OH (l)	-20025,671	587972,208
		Q kondensor	0,000	5256065,655
		Q reboiler	-3918814,524	0,000
12.	Cooler IV (Cooler Produk asam Format) (E-606)	HCOOH	1994795,568	-6794,413
		Q pendingin	0,000	2001589,981
TOTAL			25480732,646	25480732,646

C. SPESIFIKASI ALAT

- TANGKI

1. Data Desain

Fungsi Tangki

Tangki digunakan untuk menampung produk asam format sebagai persediaan operasi.

Kondisi Operasi

Temperatur operasi

$$T = 30^{\circ}C$$

Tekanan operasi

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

Bahan Konstruksi

Stainless Steel SS 304

2. Menghitung Kapasitas Tangki

Tangki dirancang untuk menampung produk selama:

8 hari

Produksi asam format:

$$\dot{m} = \text{laju massa produk}$$

Kapasitas tangki dihitung dengan:

$$M = \dot{m} \times 24 \times 8$$

Keterangan:

$$M = \text{massa total yang disimpan}$$

3. Menghitung Densitas Campuran

Komponen	Fraksi Massa
Asam Format	0,85
Air	0,15

Suhu operasi:

$$T = 30^{\circ}C$$

$$T = 303,15K$$

Densitas Asam Format

Menurut persamaan Yaws:

$$\rho = A + B(1 - T/T_c)^n$$

Diperoleh:

$$\rho_{HCOOH} = 1,208 \text{ kg/L}$$

Densitas Air

$$\rho_{H_2O} = 1,023 \text{ kg/L}$$

Densitas Campuran

$$\rho = \sum x_i \rho_i$$

$$\rho = (0,85)(1,208) + (0,15)(1,023)$$

$$\rho = 1,18025 \text{ kg/L}$$

Konversi:

$$\rho = 1,18025(2,205)$$

$$\rho = 2,60245 \text{ lbm}$$

$$\rho = \frac{2,60245}{0,035}$$

$$\rho = 74,36 \text{ lbm/ft}^3$$

4. Menghitung Volume Tangki

Persamaan:

$$V'' = \frac{M}{\rho}$$

dengan:

M = massa produk yang disimpan

$$\rho = 74,36 \text{ lbm/ft}^3$$

Sehingga:

$$V'' = \frac{M}{74,36} \text{ ft}^3$$

Konversi:

$$V'' = 21347,5352 \text{ ft}^3$$

$$V'' = 604,493881 \text{ m}^3$$

5. Menentukan Volume Desain Tangki

Digunakan oversize:

$$20\%$$

Maka:

$$V' = 1,2V''$$

Sehingga:

$$V_{desain} = 1,2V''$$

6. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki

Menurut Brownell & Young (1959),

untuk tangki vertikal bottom flat:

$$\frac{D}{H} = \frac{8}{3}$$

Sehingga:

$$H = \frac{3}{8}D$$

Volume tangki:

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

Substitusi:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} \left(\frac{3}{8} D \right)$$

$$V = \frac{3\pi D^3}{32}$$

Maka:

$$D^3 = \frac{32V}{3\pi}$$

$$D = \left(\frac{32V}{3\pi} \right)^{1/3}$$

Diameter tangki diperoleh dari persamaan tersebut.

Tinggi tangki:

$$H = \frac{3}{8} D$$

7. Menentukan Dimensi Tangki Standar

Diameter standar:

$$D = D_{hasil}$$

Tinggi standar:

$$H = H_{hasil}$$

Jumlah course : 3 *course*

Jenis sambungan : Butt Welded Course

Lebar course : 72 *inch*

Allowable weld joint : 0,25 *inch*

8. Menentukan Tebal Shell

Data:

Allowable maximum stress:

$$f = 12650 \text{ psi}$$

Corrosion allowance:

$$C = 0,0868 \text{ inch}$$

Efisiensi pengelasan:

$$E = 0,5903$$

a. Course 1

Menghitung Tekanan Hidrostatik

Tinggi cairan:

$$H_s = H - (\text{lebar plate})(n - 1)$$

Untuk:

$$n = 1$$

$$H_s = H$$

Tekanan:

$$P_1 = \frac{\rho(H_s-1)}{144} \text{ psi}$$

Menghitung Tebal Shell

$$t_{s1} = \frac{P_1 D}{2fE} + C \text{ inch}$$

Dipilih tebal standar:

$$t_{s1} = 3/12 \text{ ft}$$

Menghitung Panjang Plate

$$L_1 = \frac{\pi(D+t_{s1})-\text{weld length}}{12n} \text{ ft}$$

b. Course 2

$$H_s = H - (\text{lebar plate})(2 - 1)$$

Tekanan Hidrostatik

$$P_2 = \frac{\rho(H_s-1)}{144} \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_{s2} = \frac{P_2 D}{2fE} + C \text{ inch}$$

Dipilih tebal standar:

$$t_{s2} = 2/12 \text{ ft}$$

Panjang Plate

$$L_2 = \frac{\pi(D+t_{s2})-\text{weld length}}{12n} \text{ ft}$$

c. Course 3

Tekanan Hidrostatik

$$H_s = H - (\text{lebar plate})(3 - 1)$$

$$P_3 = \frac{\rho(H_s-1)}{144} \text{ psi}$$

Tebal Shell

$$t_{s3} = \frac{P_3 D}{2fE} + C \text{ inch}$$

Dipilih tebal standar:

$$t_{s3} = 2/12 \text{ ft}$$

Panjang Plate

$$L_3 = \frac{\pi(D+t_{s3})-weld \ length}{12n} \text{ ft}$$

9. Menentukan Tebal Head

Tekanan penyimpanan:

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

Dengan faktor keamanan:

$$P_d = 1,1P$$

Persamaan tebal head:

$$t_h = \frac{PD}{2\cos 30^\circ (fE-0,6P)} \text{ inch}$$

Ditambah corrosion allowance:

$$t_h = t_h + C$$

Dipilih tebal standar:

$$t_h = \frac{3}{4} \text{ inch}$$

10. Menentukan Tinggi Head

Sudut conical roof dihitung dengan:

$$\theta = \sin^{-1} \left(\frac{D}{430t_h} \right)$$

Tinggi head:

$$h = \tan \theta \times 0,5D \text{ ft}$$

11. Menentukan Tinggi Total Tangki

$$H_{total} = H \text{ silinder} + 2h \text{ ft}$$

Konversi:

$$H_{total}(m) = \frac{H_{total} (ft)}{3,281}$$

12. Menentukan Diameter Pipa Inlet

Debit:

$$q_f = \frac{V}{12 \times 3600} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Densitas:

$$\rho = 74,36 \text{ lb/ft}^3$$

Persamaan Kern:

$$D_i = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \text{ inch}$$

Maka,

$$D_i = 5 \text{ inch}$$

13. Menentukan Diameter Pipa Outlet

Debit:

$$q_f = \frac{\text{massa produk}}{\rho} \text{ ft}^3/\text{s}$$

Persamaan:

$$D_o = 3,9 q_f^{0,45} \rho^{0,13} \text{ inch}$$

Maka,

$$D_o = 3 \text{ inch}$$

- POMPA

1. Data Desain

Fungsi : Mengalirkan metil format dari Tangki T-01 menuju Reaktor R-01

Jenis Pompa : Centrifugal Pump

Tujuan Perancangan :

1. Menghitung daya pompa
2. Menghitung daya motor

2. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih pompa sentrifugal dengan pertimbangan:

- a. Viskositas cairan rendah
- b. Mampu bekerja pada head yang tinggi
- c. Laju alir stabil
- d. Konstruksi sederhana
- e. Pada kapasitas yang sama harga relatif murah
- f. Membutuhkan ruang yang lebih sedikit

3. Pemilihan Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih adalah **Carbon Steel SA-283 Grade C** dengan pertimbangan:

- a. Tahan korosi
- b. Tekanan yang diizinkan besar
- c. Harga relatif murah

4. Perhitungan Power Pompa

- a. Menghitung Viskositas Campuran

Diketahui:

$$T = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T = 30 + 273,15$$

$$T = 303,15\text{ K}$$

Konstanta	Nilai
A	-8,0637
B	1013,7
C	0,020884
D	$-2,2997 \times 10^{-5}$

Persamaan:

$$\log \mu = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Substitusi:

$$\log \mu = -8,0637 + \frac{1013,7}{303,15} + (0,020884)(303,15) - (2,2997 \times 10^{-5})(303,15)^2$$

$$\log \mu = -0,5022$$

$$\mu = 10^{-0,5022}$$

$$\mu = 0,3146 \text{ cP}$$

Viskositas campuran:

$$\mu_{campuran} = 0,3146 \text{ cP}$$

Konversi:

$$\mu = 0,3146(0,000672)$$

$$\mu = 2,11 \times 10^{-4} \text{ lb/ft.s}$$

b. Konstanta viskositas metil format:

Laju massa metil format:

$$\dot{m} = 4940,71 \text{ kg/jam}$$

Konversi:

$$\dot{m} = \frac{4940,71(2,204)}{3600}$$

$$\dot{m} = 3,024 \text{ lb/s}$$

Densitas campuran:

$$\rho = 60,452 \text{ lb/ft}^3$$

Debit volumetrik:

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

$$Q = \frac{3,024}{60,452}$$

$$Q = 0,04404 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Faktor keamanan pompa = 10%

$$Q_p = (1 + 0,10)Q$$

$$Q_p = 1,1(0,04404)$$

$$Q_p = 0,04844 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Konversi:

$$Q_p = 0,04844(0,0283168)(3600)$$

$$Q_p = 4,94 \text{ m}^3/\text{jam}$$

c. Menghitung Kapasitas Pompa

Laju massa metil format:

$$\dot{m} = 4940,71 \text{ kg/jam}$$

Konversi:

$$\dot{m} = \frac{4940,71(2,204)}{3600}$$

$$\dot{m} = 3,024 \text{ lb/s}$$

Densitas campuran:

$$\rho = 60,452 \text{ lb/ft}^3$$

Debit volumetrik:

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho}$$

$$Q = \frac{3,024}{60,452}$$

$$Q = 0,04404 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Faktor keamanan pompa = 10%

$$Q_p = (1 + 0,10)Q$$

$$Q_p = 1,1(0,04404)$$

$$Q_p = 0,04844 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Konversi:

$$Q_p = 0,04844(0,0283168)(3600)$$

$$Q_p = 4,94 \text{ m}^3/\text{jam}$$

d. Menentukan Diameter Pipa Optimum

$$N_{Re} > 2100$$

Persamaan Kern:

$$ID = 3,9(Q)^{0,45}(\rho)^{0,13}$$

Substitusi:

$$ID = 3,9(0,04404)^{0,45}(60,452)^{0,13}$$

$$ID \approx 1,7 \text{ in}$$

Dipilih ukuran pipa standar:

D nominal = 2 in

Schedule = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

ID = 0,172 ft

Flow area:

$$A_m = 3,35 \text{ in}^2$$

$$A_m = \frac{3,35}{144}$$

$$A_m = 0,02326 \text{ ft}^2$$

e. Menghitung Kecepatan Linear Fluida

Persamaan:

$$v = \frac{Q}{A_m}$$

$$v = \frac{0,04404}{0,02326}$$

$$v = 1,893 \text{ ft/s}$$

Konversi:

$$v = 1,893(0,3048)$$

$$v = 0,577 \text{ m/s}$$

f. Menghitung Bilangan Reynolds

Persamaan:

$$N_{Re} = \frac{\rho D v}{\mu}$$

Substitusi:

$$N_{Re} = \frac{(60,452)(0,172)(1,893)}{2,11 \times 10^{-4}}$$

$$N_{Re} \approx 9,3 \times 10^4$$

Karena:

$$N_{Re} > 2100$$

maka asumsi aliran turbulen benar.

g. Menghitung Faktor Friksi

Kekasaran pipa baja komersial:

$$\varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\varepsilon = 4,572 \times 10^{-5} \text{ m}$$

Rasio kekasaran:

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015}{0,172}$$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 8,72 \times 10^{-4}$$

Persamaan Blasius:

$$f = \frac{0,316}{N_{Re}^{0,25}}$$

$$f = \frac{0,316}{(9,3 \times 10^4)^{0,25}}$$

$$f = 0,003585$$

h. Menghitung Panjang Pipa Ekuivalen

Komponen	Jumlah	Le (ft)
Pipa vertikal	-	20,000
Pipa horizontal	-	30,000
3 Elbow 90°	3	6,180
2 Gate Valve	2	1,785
Control Valve	1	10,986
Sharp Entrance	2	2,884
Sharp Exit	1	2,884
Heater	1	6,523

Jumlah:

$$L_e = 81,242 \text{ ft}$$

i. Menghitung Head Kerugian Gesekan

Diketahui:

$$f = 0,003585$$

$$v = 1,893 \text{ ft/s}$$

$$L_e = 81,242 \text{ ft}$$

$$g_c = 32,174$$

$$D = 0,172 \text{ ft}$$

Persamaan:

$$\Sigma F = \frac{fv^2L_e}{2Dg_c}$$

Substitusi:

$$\Sigma F = \frac{(0,003585)(1,893)^2(81,242)}{2(0,172)(32,174)}$$

$$\Sigma F = 0,09429$$

$$\Sigma F = 0,09429 \text{ ft.lbf/lbm}$$

j. Menghitung Velocity Head

Karena diameter pipa masuk dan keluar sama:

$$v_1 = v_2$$

maka:

$$\Delta v = 0$$

Velocity head:

$$= 0$$

k. Menghitung Potential Head

Diketahui:

$$Z_1 = 3,2808 \text{ ft}$$

$$Z_2 = 22,965 \text{ ft}$$

Persamaan:

$$H_z = Z_2 - Z_1$$

$$H_z = 22,965 - 3,2808$$

$$H_z = 19,6842 \text{ ft}$$

atau

$$H_z = 19,6842 \text{ ft} \cdot \text{lb} / \text{lbm}$$

l. Menghitung Pressure Head

Tekanan tangki:

$$P_1 = 1 \text{ atm}$$

$$P_1 = 2116,22 \text{ lb} / \text{ft}^2$$

Tekanan reaktor:

$$P_2 = 3 \text{ atm}$$

$$P_2 = 6348,66 \text{ lb} / \text{ft}^2$$

Selisih tekanan:

$$\Delta P = 6348,66 - 2116,22$$

$$230$$

$$\Delta P = 4232,44 \text{ lbf/ft}^2$$

Densitas:

$$\rho = 60,452 \text{ lb/ft}^3$$

Pressure head:

$$H_p = \frac{\Delta P}{\rho}$$

$$H_p = \frac{4232,44}{60,452}$$

$$H_p = 70,0134 \text{ ft.lbf/lbm}$$

m. Menghitung Tenaga Pompa per Satuan Massa

Persamaan:

$$-w_f = H_z + H_p + H_v + \Sigma F$$

$$-w_f = 19,6842 + 70,0134 + 0 + 0,09429$$

$$-w_f = 89,7919 \text{ ft.lbf/lbm}$$

n. Menghitung Daya Pompa

Diketahui:

$$Q = 0,04404 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\rho = 60,452 \text{ lb/ft}^3$$

$$-w_f = 89,7919 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Efisiensi pompa:

$$\eta_p = 15\%$$

Daya pompa:

$$BHP = 2,8973 \text{ HP}$$

Dipilih daya standar:

$$BHP = 3 \text{ HP}$$

o. Menghitung Daya Motor

Efisiensi motor:

$$\eta_m = 83\%$$

Persamaan:

$$\begin{aligned} \text{Power Motor} &= \frac{BHP}{\eta_m} \\ \text{Power Motor} &= \frac{2,8973}{0,83} \\ \text{Power Motor} &= 3,4908 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih motor standar:

$$\text{Power Motor} = 4 \text{ HP}$$

Rangkuman Spesifikasi Pompa

Parameter	Nilai
Kode	P-01
Tipe	Centrifugal Pump
Kapasitas	0,04844 ft ³ /s
D Nominal	2 in
ID	2,067 in
OD	2,38 in
Schedule	40
Flow Area	3,35 in ²
Daya Pompa	3 HP
Daya Motor	4 HP

- REAKTOR 1

1. Data Desain

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi hidrolisis metil format dengan air.

Jenis reaktor : Continuous Stirred Tank Reactor (CSTR)

Konversi metil format : 99%

Suhu operasi : 90 °C

Tekanan operasi : 1 atm

Fase operasi : Cair–cair.

2. Pemilihan Reaktor

Dipilih reaktor alir tangki berpengaduk (CSTR) dengan pertimbangan:

- Reaksi berlangsung pada fase cair.
- Reaksi bersifat endotermis.
- Reaksi berlangsung secara kontinyu.
- Reaksi berlangsung secara isothermal.

Bentuk reaktor dipilih vertikal karena:

- Cocok untuk proses pengadukan.
- Memberikan homogenisasi yang baik.
- Cocok untuk operasi kontinyu.
- Konstruksinya sederhana.

Jenis head yang dipilih adalah Torispherical Flanged and Dished Head.

3. Perhitungan Densitas Cairan

Diketahui:

$$T = 30^{\circ}\text{C}$$

$$= 303,15 \text{ K}$$

Komponen	m	B	x_i	ρ (kg/L)	$x_i\rho_i$
n	(kg/jam)	M			
HCOOCH ₃	4940,71	60	0,4	0,95	0,3793
			0		1
H ₂ O	7411,07	18	0,6	1,041	0,6246
			0		5
Total	12351,78				1,0039
					5

Maka:

$$\rho_{\text{campuran}} = \sum(x_i\rho_i)$$

$$\begin{aligned}
 &= 1,00395 \text{ kg/L} \\
 &\approx 1,00 \text{ kg/L} \\
 &= 62,70 \text{ lbm/ft}^3 \\
 &= 1004,33 \text{ kg/m}^3.
 \end{aligned}$$

4. Perhitungan Laju Umpan Volumetrik

Persamaan:

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

Metil Format

$$Q = \frac{4940,71}{0,95}$$

$$= 5210,27 \text{ L/jam}$$

Air

$$Q = \frac{7411,07}{1,041}$$

$$= 7118,66 \text{ L/jam}$$

$$Q_{total} = 5210,27 + 7118,66$$

$$= 12328,92 \text{ L/jam}$$

$$= 12,33 \text{ m}^3/\text{jam}.$$

Waktu tinggal:

$$Q = \frac{V}{t}$$

$$t = 0,78 \text{ jam}$$

$$= 46,68 \text{ menit}.$$

5. Perhitugan Volume Cairan

Data:

Komponen	F ₀ (kmol/jam)	C ₀ (mol/L)	C (mol/L)
HCOOCH ₃	82,35	6,68	0,07
H ₂ O	411,73	33,40	0,33

Konstanta laju reaksi:

$$k = 2455 \exp \left(\frac{-6268}{T} \right)$$

$$k = 2,57 \times 10^{-6} (\text{mol/L})^{-1,75} \text{ menit}^{-1}$$

Laju reaksi:

$$-r_f = k(C_A^{0,75})(C_F C_W - C_A C_M / K)$$

$$-r_f = 2,36 \times 10^{-3} \text{ mol/L.menit}$$

Volume cairan:

$$V_{\text{cairan}} = \frac{F_{f0} X_f}{-r_f}$$

$$V_{\text{cairan}} = 9592,40 \text{ L}$$

$$V_{\text{cairan}} = 9,59 \text{ m}^3$$

6. Perhitungan Volume Reaktor

Untuk faktor keamanan, volume reaktor dirancang 30% lebih besar dari volume cairan.

$$V_{\text{cairan}} = 0,70 V_{\text{reaktor}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{9,59}{0,70}$$

$$V_{\text{reaktor}} = 13,70 \text{ m}^3$$

7. Perhitungan Diamter dan Tinggi Shell

Persamaan volume:

$$V_{\text{reaktor}} = V_{\text{shell}} + 2V_{\text{head}}$$

$$V_{\text{reaktor}} = \frac{\pi D^2 H_s}{4} + 2(0,000049 D^3)$$

Karena:

$$H_s = D$$

Maka:

$$13,70 = 0,786 D^3 + 0,000098 D^3$$

$$D^3 = 8,552662423$$

$$D = 2,850887474 \text{ m}$$

$$= 112,24 \text{ in}$$

Sehingga:

$$H_s = 2,850887474 \text{ m}$$

$$= 112,24 \text{ in.}$$

8. Perhitungan Tebal Shell

Data:

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

$$\rho = 1004,33 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 1$$

$$h = 2,850887474 \text{ m}$$

Tekanan hidrostatik:

$$P_h = \rho g h$$

$$P_h = 2863,230459 \text{ kg/m}^2$$

$$P_h = 0,277115335 \text{ atm}$$

Tekanan desain:

$$P_d = P_o + P_h$$

$$P_d = 1 + 0,277115335$$

$$P_d = 1,28 \text{ atm}$$

$$P_d = 18,76835925 \text{ psia}$$

Tebal shell:

$$t_s = 0,19527 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{3,12434}{16}$$

$$\approx 5/16 \text{ in}$$

Dipilih:

$$t_s = 0,3125 \text{ in}$$

(5/16 in).

Diameter standar:

$$OD = 102 \text{ in}$$

$$ID = OD - 2t_s$$

$$ID = 101,375 \text{ in}$$

$$ID = 2,57493 \text{ m}$$

9. Perhitungan Head

Data:

$$W = 1,74$$

$$t_h = 0,392 \text{ in}$$

$$t_h = \frac{6,265}{16}$$

$$\approx 7/16 \text{ in}$$

Dipilih:

$$t_h = 0,4375 \text{ in}$$

Flange straight:

$$sf = 3,5 \text{ in}$$

$$sf = 0,0889 \text{ m}$$

Dimensi Head

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = 50,688 \text{ in}$$

$$BC = rc - icr$$

$$BC = 96 - 6,125 = 90 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 44,563 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = 78,049 \text{ in}$$

$$b = rc - AC$$

$$b = 17,951 \text{ in}$$

$$AO = sf + b + t_h$$

$$AO = 21,842 \text{ in}$$

$$AO = 0,555 \text{ m}$$

10. Perhitungan Volume Head dan Shell

Volume head:

$$V_h = 0,000049(ID)^3$$

$$V_h = 0,001 \text{ m}^3$$

Volume flange:

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} ID^2 (sf)$$

$$V_{sf} = 0,463 \text{ m}^3$$

Volume head total:

$$V_{head} = V_h + V_{sf}$$

$$V_{head} = 0,464 \text{ m}^3$$

Volume shell:

$$V_{shell} = V_{reaktor} - 2V_{head}$$

$$V_{shell} = 13,647 \text{ m}^3$$

Luas penampang:

$$A_l = \frac{\pi}{4} ID^2$$

$$A_l = 5,205 \text{ m}^2$$

Tinggi shell baru:

$$H_s = \frac{V_{shell}}{A_l}$$

$$H_s = 2,622 \text{ m}$$

11. Perhitungan Tinggi Reaktor

Tinggi total reaktor:

$$H_r = H_s + 2AO$$

$$H_r = 2,622 + 2(0,555)$$

$$H_r = 3,732 \text{ m}$$

$$H_r = 146,917 \text{ in}$$

Tinggi cairan:

$$h_l = \frac{V_{cairan}}{A_l}$$

$$h_l = \frac{9,59}{5,205}$$

$$h_l = 1,96 \text{ m}$$

$$h_l = 77,172 \text{ in}$$

12. Perhitungan Luas Permukaan Reaktor

Karena tebal head < 1 in:

$$D_e = 115,512 \text{ in}$$

$$D_e = 2,934 \text{ m}$$

Luas permukaan total:

$$A_{total} = A_{shell} + 2A_{head}$$

$$A_{total} = \pi D H_s + 2 \left(\frac{\pi}{4} D_e^2 \right)$$

$$A_{total} = 34,716 \text{ m}^2$$

- REAKTOR 2

1. Data Desain

Umpan Metanol

Suhu :

$$T = 31,45^\circ C$$

$$T = 31,45 + 273,15$$

$$T = 304,60 \text{ K}$$

Tekanan :

$$P = 31,9 \text{ Bar}$$

Laju alir massa :

$$\dot{m} = 7917 \text{ kg/jam}$$

Umpan Karbon Monoksida (CO)

Suhu :

$$T = 83,8^\circ C$$

$$T = 83,8 + 273,15$$

$$T = 356,95 \text{ K}$$

Tekanan :

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

Laju alir massa :

$$\dot{m} = 2305 \text{ kg/jam}$$

Produk Metil Format

Suhu :

$$T = 86,84^\circ\text{C}$$

$$T = 359,99 \text{ K}$$

Tekanan :

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

Laju alir massa :

$$\dot{m} = 4940,711 \text{ kg/jam}$$

2. Menentukan Debit Gas CO

Diketahui:

$$R = 0,08314$$

Debit volumetrik CO dihitung menggunakan persamaan gas ideal:

$$Q = \frac{nRT}{P}$$

Diperoleh:

$$Q = 65,37135 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Konversi ke satuan detik:

$$Q = \frac{65,37135}{\frac{3600}{240}}$$

$$Q = 0,018159 \text{ m}^3/\text{s}$$

3. Menentukan Luas Penampang Reaktor

Kecepatan superfisial gas yang digunakan:

$$U_g = 0,06 \text{ m/s}$$

Persamaan:

$$A = \frac{Q}{U_g}$$

Substitusi:

$$A = \frac{0,018159}{0,06}$$

$$A = 0,302645 \text{ m}^2$$

4. Menentukan Diamter Reaktor

Persamaan luas lingkaran:

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

Sehingga:

$$D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}}$$

Substitusi:

$$D = \sqrt{\frac{4(0,302645)}{3,14159}}$$

$$D = 0,62076 \text{ m}$$

Dipilih diameter standar:

$$D = 0,7 \text{ m}$$

5. Menentukan Tinggi Reaktor

Untuk Bubble Column Reactor digunakan rasio:

$$H = 4D$$

Substitusi:

$$H = 4(0,7)$$

$$H = 2,8 \text{ m}$$

6. Menentukan Volume Reaktor

Persamaan volume silinder:

$$V = \frac{\pi D^2}{4} H$$

Substitusi:

$$V = \frac{3,14159(0,7)^2}{4} (2,8)$$

$$V = 0,84741 \text{ m}^3$$

7. Menghitung Waktu Tinggal

Persamaan:

$$t = \frac{V}{Q}$$

Diperoleh:

$$t = 0,012963 \text{ jam}$$

Konversi ke menit:

$$t = 0,012963 \times 60$$

$$t = 0,7778 \text{ menit}$$

Konversi ke detik:

$$t = 0,7778 \times 60$$

$$t = 46,67 \text{ detik}$$

8. Perancangan Sparger

Jenis sparger yang dipilih:

Perforated Plate Sparger

Diameter lubang:

$$d_h = 2 \text{ mm}$$

Kecepatan gas keluar lubang:

$$U = 15 \text{ m/s}$$

9. Menghitung Luas Total Lubang Sparger

Persamaan:

$$A = \frac{Q}{U}$$

Substitusi:

$$A = \frac{0,018159}{15}$$

$$A = 0,00121 \text{ m}^2$$

Dengan faktor desain yang digunakan pada Excel:

$$A_{sparger} = 0,004 \text{ m}^2$$

10. Menghitung Luas Satu Lubang

Diameter lubang:

$$d_h = 2 \text{ mm}$$

$$d_h = 0,002 \text{ m}$$

Persamaan:

$$A_h = \frac{\pi d_h^2}{4}$$

Substitusi:

$$A_h = \frac{3,14159(0,002)^2}{4}$$

$$A_h = 3,14159 \times 10^{-6} \text{ m}^2$$

11. Menghitung Jumlah Lubang Sparger

Persamaan:

$$N = \frac{A_{sparger}}{A_h}$$

Substitusi:

$$N = \frac{0,004}{3,14159 \times 10^{-6}}$$

$$N = 1273,24$$

Dipilih:

$$N = 1273 \text{ lubang}$$

- DISTILASI

Fungsi: Memisahkan komponen dengan perbedaan titik didih

Tahapan:

1. Menentukan tipe kolom distilasi
2. Menentukan bahan konstruksi kolom distilasi
3. Menghitung jumlah tray
4. Menentukan posisi umpan masuk
5. Menghitung dimensi kolom distilasi

Kemurnian Produk = 85% (Ulmann, 2011)

Kondisi operasi	T (K)	P (bar)
Umpan	369,597	2
Top	342,876	1,5
Bottom	386,544	2

Dalam perencanaan ini dipilih jenis tray tower dengan pertimbangan:

- a. Campuran tidak bersifat korosif dan tidak mudah menimbulkan foaming
- b. Perkiraan awal diameter kolom >3 ft berdasarkan kapasitas operasi kolom yang besar
- c. Rentang batas laju alir yang cukup besar

Jenis tray yang digunakan adalah sieve tray dengan pertimbangan:

- a. Kapasitas uap dan cairannya besar
- b. Pressure drop rendah dan memiliki efisiensi yang tinggi
- c. Lebih ringan, murah, dan mudah didapat
- d. Kondisi operasi stabil

B. Menentukan Bahan Konstruksi Kolom Distilasi

Perancangan ini memilih jenis Carbon Steel SA-283 Grade C (Brownel and young, 1959) dengan pertimbangan

- a. Memiliki allowable working stress yang besar (12.650)
- b. Struktur kuat
- c. Harga relatif murah dibandingkan grade A dan B
- d. Bahan tidak korosif

C. Menghitung Jumlah Tray

Dari perhitungan NME, dapat diketahui bahwa:

- 1) Komponen LK adalah air
- 2) Komponen HK adalah asam format

Sehingga,

$$\alpha_D = [K(LK/K(HK))]D = 1,000$$

$$\alpha_B = [K(LK/K(HK))]B = 1,090$$

$$\begin{aligned}\alpha_{avg} &= (\alpha_B \cdot \alpha_D)^{0,5} \\ &= 1,044\end{aligned}$$

Perhitungan jumlah tray minimal dengan Persamaan Fenske (Coulson & Richardson, 2005)

$$N_{min} = \frac{\log \left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right)_B \right]}{\log \alpha_{avg}}$$

$$= 18.480$$

Selanjutnya, Nmin dimasukkan dalam kolerasi Gilliland:

$$R/(R+1) = 0.241$$

$$R_{min}/(R_{min}+1) = 0.203$$

sehingga

$$N_{min}/N = 0.460$$

$$N = 40.174$$

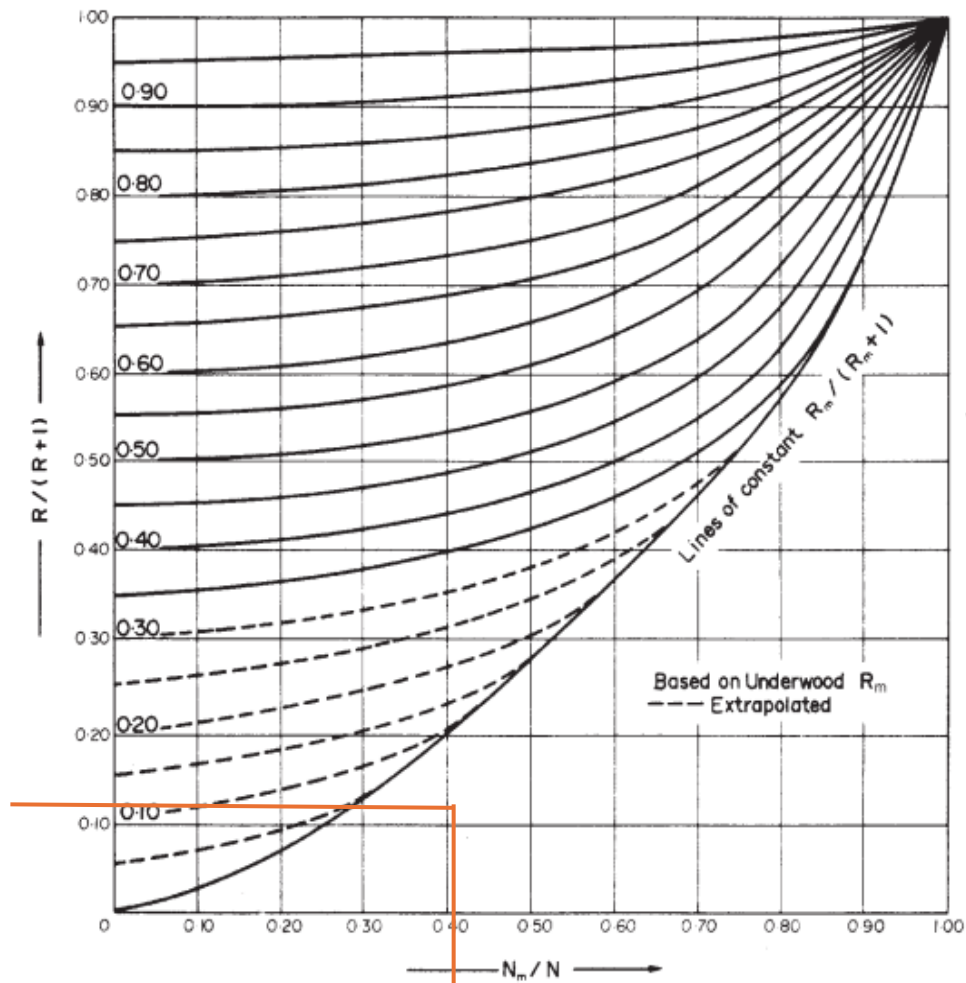


Figure 11.11. Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961)

D. Menentukan Posisi Umpan Masuk

Lokasi umpan ditentukan dengan menggunakan metode Kirk&Bride (Coulson & Richardson, 2005)

$$\log \left[\frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[\left(\frac{B}{D} \right) \left(\frac{X_{fHK}}{X_{fLK}} \right) \left(\frac{X_{bLK}}{X_{dHK}} \right)^2 \right]$$

$$= -0.460$$

$$N_r/N_s = 0.347$$

$$N = N_r + N_s$$

$$N_s = 29.835$$

Jadi, umpan masuk kolom distilasi di antara tray ke-29 dan 30 dari dasar menara.

E. Menghitung Dimensi Kolom Distilasi

1. Seksi Puncak

$$P = 2.006 \text{ bar}$$

$$= 1.980 \text{ atm}$$

$$= 1177.974 \text{ mmHg}$$

$$= 29.098 \text{ psi}$$

$$T = 69.726 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 342.876 \text{ K}$$

$$D = 247.036 \text{ kmol/jam}$$

$$L_o = 339.773 \text{ kmol/jam}$$

$$V_o = 586.809 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Refluks} = 0.318$$

a. Diameter Puncak Kolom

> Menghitung BM Campuran

Komponen	xd	BM	xd.BM
H ₂ O	1.000	18.000	18.000
Total			18.000

$$\text{BM Campuran} = 18.000 \text{ gr/mol}$$

> Menghitung Densitas Cairan

Komponen	xd	A	B	n	Tc	rho	xd.rho
H ₂ O	1.000	0.347	0.274	0.286	647.130	0.985	0.985

$$\text{Densitas Cairan} = 0.985 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 985.486 \text{ kg/m}^3$$

> Menghitung Densitas Uap

$$\omega = 3/7 * (T_{bp}/T_c)/(1 - T_{bp}/T_c) * \log P_c - 1$$

Komponen	xd	Tbp (K)	Tc (K)	Pc (bar)	ω	xd.Tc (K)	xd.Pc (bar)	xd.ω
H ₂ O	1.000	373.150	647.130	219.415	0.367	647.130	219.415	0.367

$$R = 83.145 \text{ cm}^3 \cdot \text{bar/mol} \cdot \text{K}$$

$$T_c = 647.130 \text{ K}$$

$$P_c = 219.415 \text{ bar}$$

$$T_r = 0.530$$

$$P_r = 0.009$$

$$W = 0.367$$

$$B_0 = 0.083 - (0.422/(T_r^{1.6}))$$

$$= -1.083$$

$$B_1 = 0.139 - (0.172/(T_r^{4.2}))$$

$$= -2.339$$

$$Z = 1 + ((B_0 + (W * B_1)) * (P_r/T_r))$$

$$= 0.967$$

$$\rho = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T}$$

$$\text{Temperatur} = 342.876 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1.980 \text{ atm}$$

$$BM = 18.000 \text{ gr/mo}$$

$$Z = 0.967$$

$$R = 82.057 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$\text{Densitas Uap} = 0.001 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1.311 \text{ kg/m}^3$$

➤ Menghitung Laju Alir Volumetrik

$$Q_L = \frac{L_0 \times BM_{\text{campuran}}}{\rho_L}$$

$$Q_V = \frac{V_0 \times BM_{\text{campuran}}}{\rho_V}$$

$$BM_{\text{Campuran}} = 18.000 \text{ kg/kmol}$$

$$L_o = 339.773 \text{ kmol/jam}$$

$$V_0 = 586.809 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Densitas Cairan} = 985.486 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.311 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Q_l &= \frac{339.773 \times 18}{985.486} \\ &= 6.206 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.002 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_v &= \frac{586.809 \times 18}{1.311} \\ &= 8059.237 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 2.239 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

➤ Menghitung tegangan muka

$$\sigma = A \left(1 + \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Komponen	xd	A	Tc	N	σ (dyne/cm)	xd. σ (dyne/cm)
H ₂ O	1.000	132.674	647.130	0.955	199.124	199.124

$$\text{Tegangan muka} = 199.124 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0.199 \text{ N/m}$$

➤ Menghitung Parameter Aliran

$$F_{LV} = \frac{Q_L}{Q_V} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$\text{Densitas Cairan} = 985.486 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.311 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_l = 6.206 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$Q_v = 8059.237 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} F_{LV} &= \left(\frac{6.206}{8059.237} \right) \times \left(\frac{985.486}{1.311} \right)^{0.5} \\ &= 0.021 \end{aligned}$$

➤ Menghitung konstanta flooding

$$\alpha = 0.0744 t_s + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304 t_s + 0.015$$

$$C_F = \left(\alpha \log \frac{1}{F_{LV}} + \beta \right) \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2}$$

$$\alpha = 0.023$$

$$\beta = 0.019$$

$$C_F = 0.091 \text{ m/s}$$

➤ Kecepatan Flooding

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

(Sumber : Treybal, pers 6.29, hal 163)

$$\text{Densitas Cairan} = 985.486 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.311 \text{ kg/m}^3$$

$$C_f = 0.091 \text{ m/s}$$

$$V_f' = 2.489 \text{ m/s}$$

$$\% \text{Flooding} = 0.800$$

$$V_f = 1.991 \text{ m/s}$$

➤ Menghitung Luas Permukaan Aktif

$$A_n = \frac{Q_v}{P_v}$$

$$Q_v = 2.239 = \text{m}^3/\text{s}$$

$$V_f = 1.991 = \text{m/s}$$

$$A_n = 1.124 = \text{m}^2$$

$$A_n = \frac{Q_v}{\rho v}$$

$$A_n = 1.124 \text{ m}^2$$

$$\text{Downspout} = 0.088$$

$$A_t = 1.233 \text{ m}^2$$

$$D = \left(\frac{4A_t}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$A_t = 1.233 \text{ m}^2$$

$$\pi = 3.143$$

$$D = \left(\frac{4 \times 1.233}{3.143} \right)^{0.5}$$

$$= 1.253 \text{ m}$$

$$= 49.321 \text{ inch}$$

$$= 4.110 \text{ ft}$$

➤ Tebal Shell puncak kolom

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-283 Grade C}$$

Allowable Stress = 12650.000 psi

Efisiensi pengelasan = 0.850

Faktor Korosi = 0.125 inch

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

faktor safety = 1.100

P = 32.008 Psi

D = 49.321 in

r = 24.661 in

ts = 0.199 in

ts yang digunakan 0.188 in

➤ Tebal Head Puncak kolom

Jenis = Torispherical Dished Head

Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-283 Grade C

$$OD_s = ID_s + 2t_s$$

ID = 49.321 inch

ts = 0.188 inch

OD = 49.696 inch

OD standar = 36.000 inch

icr = 2.250

rc = 36.000

icr/rc = 0.063

$$W = \frac{1}{3} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{icr}} \right)$$

rc = 36.000

icr = 2.250

W = 1.750 inch

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

P = 32.008

rc = 36.000

W = 1.750 inch

f = 12650.000 psi

E = 0.850

$C = 0.125 \text{ inch}$
 $t_h = 0.219 \text{ inch}$
 $t_h \text{ yang digunakan } = 0.250 \text{ inch}$

➤ Tinggi head puncak kolom

$t_h = 0.250 \text{ in}$
 $s_f = 2.500 \text{ in}$
 $ID = 49.321 \text{ in}$
 $a = 24.661 \text{ in}$
 $i_{cr} = 2.250 \text{ in}$
 $r_c = 36.000 \text{ in}$
 $AB = 22.411 \text{ in}$
 $BC = 33.750 \text{ in}$
 $AC = 25.236 \text{ in}$
 $b = 10.764 \text{ in}$
 $t_{\text{tinggi head}} = 13.514 \text{ in}$
 $\phantom{t_{\text{tinggi head}}} = 1.126 \text{ ft}$

➤ Seksi Dasar

$P = 1.581 \text{ bar}$
 $ = 1.560 \text{ atm}$
 $ = 1193.200 \text{ mmHg}$
 $ = 22.926 \text{ psi}$
 $T = 113.394 \text{ }^\circ \text{ C}$
 $ = 386.544 \text{ K}$

$W \text{ (Bottom)} = 67.706 \text{ kmol/jam}$

$L_n = 74.477 \text{ kmol/jam}$

$V_{n+1} = 6.771 \text{ kmol/jam}$

a. Menghitung diameter dasar kolom

➤ Menghitung BM Campuran

Komponen	x_w	BM	$x_w \cdot \text{BM}$
HCOOH	0.689	46.000	31.703
H ₂ O	0.311	18.000	5.595
Total	1.000		37.297

BM Campuran = 37.297 gr/mol

➤ Menghitung Densitas Cairan

Komponen	xw	A	B	n	Tc	rho	xw.rho
HCOOH	0.689	0.368	0.243	0.237	580.000	1.096	0.756
H ₂ O	0.311	0.347	0.274	0.286	647.130	0.942	0.293
Total							1.048

Densitas Campuran = 1.048 gr/cm³

= 1048.393 kg/m³

➤ Menghitung Densitas Uap

$$\omega = 3/7 * (Tbp/Tc)/(1 - Tbp/Tc) * \log Pc - 1$$

Komponen	xw	Tbp (K)	Tc (K)	Pc (bar)	ω	xw.Tc (K)	xw.Pc (bar)	xw.ω
HCOOH	0.689	373.710	580.000	73.853	0.451	399.730	50.899	0.311
H ₂ O	0.311	373.150	647.130	219.415	0.367	201.135	68.196	0.114
Total	1.000					600.865	119.095	0.424

R = 82.145 cm³.atm/mol.K

Tc = 600.865 K

P = 119.095 bar

Tr = 0.643

Pr = 0.013

Ω = 0.424

B0= -0.772

B1= -0.958

Z = 0.976

$$\rho = \frac{P \times BM}{Z \times R \times T}$$

Temperatur = 386.544 K

Tekanan = 1.560 atm

BM = 37.297 gr/mol

Z = 0.976

$$R = 82.057 \text{ cm}^3 \cdot \text{atm/mol} \cdot \text{K}$$

$$\text{Densitas Uap} = 0.002 \text{ gr/cm}^3$$

$$= 1.880 \text{ kg/m}^3$$

- Menghitung laju alir volumetrik

$$Q_L = \frac{L_0 \times BM_{\text{campuran}}}{\rho_L}$$

$$Q_V = \frac{V_0 \times BM_{\text{campuran}}}{\rho_V}$$

$$BM_{\text{Campuran}} = 37.297 \text{ kg/kmol}$$

$$L_n = 74.477 \text{ kmol/jam}$$

$$V_{n+1} = 6.771 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Densitas Cairan} = 1048.393 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.880 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_L = 2.650 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0.001 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_V = 134.317 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0.037 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Menghitung Tegangan Muka

$$\sigma = A \left(1 + \frac{T}{T_c} \right)^n$$

Komponen	xw	A	Tc	N	σ (dyne/cm)	xw. σ (dyne/cm)
HCOOH	0.689	83.952	580.000	1.076	145.439	100.235
H ₂ O	0.311	132.674	647.130	0.955	207.503	64.494
Total						164.729

$$\text{Tegangan Muka} = 164.729 \text{ dyne/cm}$$

$$= 0.165 \text{ N/m}$$

- Menghitung Parameter Aliran

$$F_{LV} = \frac{Q_L}{Q_V} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

$$\text{Densitas Cairan} = 1048.393 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.880 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} Q_l &= 2.650 \text{ m}^3/\text{jam} \\ Q_v &= 134.317 \text{ m}^3/\text{jam} \\ F_{LV} &= 0.466 \end{aligned}$$

- Menghitung konstanta flooding

$$\alpha = 0.0744 t_s + 0.01173$$

$$\beta = 0.0304 t_s + 0.015$$

$$t_s = 0.005 \text{ m}$$

$$= 0.188 \text{ in}$$

$$C_F = \left(\alpha \log \frac{1}{F_{LV}} + \beta \right) \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2}$$

$$\alpha = 0.012$$

$$\beta = 0.015$$

$$C_F = 0.029 \text{ m/s}$$

- Kecepatan Flooding

$$V_F = C_F \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{0.5}$$

(Sumber : Treybal, pers 6.29, hal 163)

$$\text{Densitas Cairan} = 1048.393 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas Uap} = 1.880 \text{ kg/m}^3$$

$$C_f = 0.029 \text{ m/s}$$

$$V_f = 0.689 \text{ m/s}$$

$$\% \text{Flooding} = 0.800$$

$$V_f = 0.551 \text{ m/s}$$

- Menghitung Luas Permukaan Aktif

$$A_n = \frac{Q_v}{P_v}$$

$$Q_v = 0.037 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V_f = 0.551 \text{ m/s}$$

$$A_n = 0.068 \text{ m}^2$$

$$A_t = \frac{A_n}{1 - \text{downspout}}$$

Dari Treybal, tabel 6.1 dirancang panjang weir = 0,7 D (cross flow trays), sehingga luas satu downspout sebesar 8,808% dari luas penampang sirkular kolom (A_t), maka

$$A_n = 0.068 \text{ m}^2$$

$$\text{Downspout} = 0.088$$

$$A_t = 0.074 \text{ m}^2$$

$$D = \left(\frac{4A_t}{\pi} \right)^{0.5}$$

$$A_t = 0.074 \text{ m}^2$$

$$\pi = 3.143$$

$$D = \left(\frac{4 \times 1.233}{3.143} \right)^{0.5}$$

$$= 0.307 \text{ m}$$

$$= 12.101 \text{ inch}$$

$$= 1.008 \text{ ft}$$

➤ Tebal Shell dasar kolom

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-283 Grade C}$$

$$\text{Allowable Stress} = 12650.000 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan} = 0.850$$

$$\text{Faktor Korosi} = 0.125 \text{ inch}$$

$$t_s = \frac{P \cdot r_i}{f \cdot E - 0.6 \cdot P} + C$$

$$\text{faktor safety} = 1.100$$

$$P = 25.218 \text{ Psi}$$

$$D = 12.101 \text{ in}$$

$$r = 6.051 \text{ in}$$

$$t_s = 0.139 \text{ in}$$

$$t_s \text{ yang digunakan} = 0.188 \text{ in}$$

➤ Tebal Head Dasar kolom

$$\text{Jenis} = \text{Torispherical Dished Head}$$

$$\text{Bahan Konstruksi} = \text{Carbon Steel SA-283 Grade C}$$

$$OD_s = ID_s + 2t_s$$

$$ID = 12.101 \text{ inch}$$

$$t_s = 0.188 \text{ inch}$$

$$OD = 12.476 \text{ inch}$$

$$\text{OD standar} = 36 \text{ inch}$$

$$\text{icr} = 0.75 \text{ inch}$$

$$r_c = 12$$

$$i_{cr}/r_c = 0.063$$

$$W = \frac{1}{3} \left(3 + \sqrt{\frac{r_c}{i_{cr}}} \right)$$

$$r_c = 12$$

$$i_{cr} = 0.75 \text{ inch}$$

$$W = 1.750 \text{ inch}$$

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0.2 \cdot P} + C$$

$$P = 25.218 \text{ psi}$$

$$r_c = 12$$

$$W = 1.750 \text{ inch}$$

$$f = 12650 \text{ psi}$$

$$E = 0.850$$

$$C = 0.125 \text{ inch}$$

$$t_h = 0.15 \text{ inch}$$

$$t_h \text{ yang digunakan} = 0.250 \text{ inch}$$

➤ Tinggi head Dasar kolom

$$t_h = 0.250 \text{ in}$$

$$s_f = 2.5 \text{ in}$$

$$ID = 12.101 \text{ in}$$

$$a = 6.051 \text{ in}$$

$$i_{cr} = 0.75 \text{ in}$$

$$r_c = 12 \text{ in}$$

$$AB = 5.30 \text{ in}$$

$$BC = 11.25 \text{ in}$$

$$AC = 9.923 \text{ in}$$

$$b = 2.077 \text{ in}$$

$$\text{tinggi head} = 4.827 \text{ in}$$

$$= 0.402 \text{ ft}$$

➤ Tinggi Kolom

$$\text{Tinggi Kolom} = (N \times \text{tray spacing}) + t_h \text{ puncak} + t_h \text{ dasar}$$

$$N = 40.174$$

$$\text{Tray Spacing} = 20.000 \text{ in}$$

Tinggi ruang puncak = 40.000 in
 Tinggi ruang dasar = 60.000 in
 Tinggi Head Puncak = 13.514 in
 Tinggi Head Dasar = 4.827 in
 Tinggi Kolom = 821.819 in

➤ Ringkasan Spesifikasi Distilasi

Kondisi Operasi

Tekanan

Puncak kolom = 1.54 atm

Dasar Kolom = 1.56 atm

Temperature

Puncak kolom = 342.876 K = 69.726 °C

Dasar Kolom = 386.544 K = 113.394 °C

Dimensi			
Jumlah Plate		40.174	plate
Diameter	Puncak Kolom	1.253	m
		4.110	ft
		0.307	m
	Dasar Kolom		
		1.008	ft
Tebal Shell	Puncak Kolom	0.188	in
	Dasar Kolom	0.188	in
Tebal Head	Puncak Kolom	0.250	in

	Dasar Kolom	0.250	in
	Puncak Kolom	1.126	ft
Tinggi Head			
	Dasar Kolom	0.402	ft
		20.874	m
Tinggi Menara			
		68.485	ft

D. EKONOMI

Kapasitas	=	30.000	ton/tahun
aktif operasi	=	330	hari/tahun
tahun pendirian pabrik	=	2026	
tahun beroperasi	=	2030	
Asumsi biaya distribusi	=	1%	
Asam format	=	1.00	US\$/kg
Metanol	=	0,6	US\$/kg
UMR di Gresik 2024	=	IDR 5,195,401	

Kurs Dollar = IDR 17,595

Perhitungan ekonomi meliputi :

1. *Capital Investment*

- *Fixed Capital Investment*
- *Working Capital Investment*

2. *Manufacturing Cost*

- *Direct Manufacturing Cost*
- *Indirect Manufacturing Cost*
- *Fixed Manufacturing Cost*

3. *General Expanse*

- *Administrasi*
- *Sales*
- *Research*
- *Finance*

4. *Analisa Kelayakan*

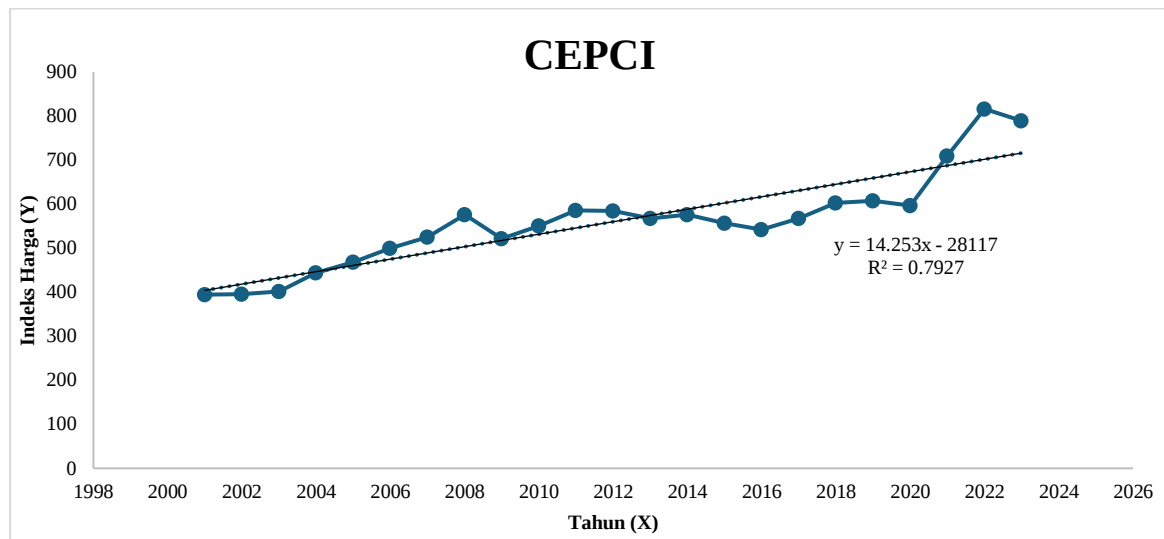
- *Sales and Profit*
- *Return On Investment (ROI)*
- *Pay Out Time (POT)*
- *Internal Rate of Return (IRR)*
- *Break Even Point (BEP) dan Shut Down Point (SDP)*

Perkiraan Harga Alat

Harga indeks CEP tahun 2024 dicari dengan menggunakan persamaan *least square* dengan data indeks dari tahun 2001 sampai dengan tahun 2023 dari *Chemical Engineering Magazing*.

Tabel D.1 Indeks CEP dari Tahun 2001-2023

Tahun	Index CEP
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8
2016	541,7
2017	567,5
2018	603,1
2019	607,5
2020	596,2
2021	708,8
2022	816
2023	797,4



Gambar D.1 Nilai CEP Indeks dari Tahun 2001-2023

Berdasarkan gambar D.1 diperoleh persamaan $y = 14,168x - 27946$, di mana:

x : tahun

y : indeks harga

Dengan demikian nilai indeks tahun 2023 adalah :

$$x = 2024$$

$$y = (14,168 \times 2024) - 27946$$

$$y = 730,032$$

Maka indeks pada tahun 2024 adalah 730,032 dengan kurs 1 USD = Rp 15.992,5

Persamaan pendekatan yang digunakan untuk memperkirakan harga peralatan pada tahun 2024 adalah sebagai berikut:

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

Di mana :

Ex : Harga alat pada tahun 2024

Ey : Harga alat pada literatur

Nx : Indeks tahun 2024 = 730,032

Ny : Indeks tahun

Tabel D.2 Harga Alat Dalam Negeri

Nama Alat	Harga (US\$) 2014	Jumlah	Harga (US\$) 2026
Tangki Metil format	17.700	1	23.337,15
Tangki Metanol	13.000	1	17.140,28
Tangki Asam format	423.200	1	557.981,96
Pompa Metanol	9.400	1	12.393,74
Pompa CO	9.400	1	12.393,74
Pompa Metil format	11.000	1	12.393,74
Pompa Air	7.300	1	12.393,74
Pompa <i>Condenser</i> -01	9.400	1	12.393,74
Pompa <i>Condenser</i> -02	9.400	1	12.393,74
Pompa <i>Reboiler</i> -01	9.400	1	12.393,74
Pompa <i>Condenser</i> -03	9.400	1	12.393,74
Pompa <i>Reboiler</i> -02	9.400	1	12.393,74
Pompa Produk	11.000	1	70.124,00
Pompa <i>Reboiler</i> -03	9.400	1	12.393,74
Total Harga Alat Dalam Negeri			792.520,78

Tabel D.3 Harga Alat Impor

Nama Alat	Harga (US\$) 2014	Jumlah	Harga (US\$) 2026
Reaktor CSTR	305.300	1	402.532,83
Reaktor Bubble Column	305.301	1	402.534,15
Kolom Distilasi	223.400	3	883.647,24
Kondensor	14.800	3	58.540,64
<i>Reboiler</i>	28.200	3	111.543,65
<i>Heat Exchanger</i>	6.100	5	40.213,73
<i>Cooler</i>	6.100	3	24.128,24
<i>3 Way Valve</i>	3.000	2	7.910,90
Jumlah			1.931.051,38

A. Capital Investment

A.1 Fixed Capital Investment (FCI)

Fixed Capital Investment (FCI) adalah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas pabrik.

1. *Pyhsical Plant Cost (PPC)*

1) *Purchased Equipment Cost*

Purchased Equipment Cost (PEC) adalah harga pembelian alat proses. *Purchased Equipment Cost* terdiri dari :

Tabel D.4 *Purchased Equipment Cost* dalam Negeri

Harga	Biaya (US\$)
Harga Alat (EC)	739.964,16
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	3.699,82
Biaya Provinsi Bank (0,5% EC)	3.699,82
Pengangkutan ke Lokasi (15% EC)	22.198,92
Total PEC dalam Negeri	850.958,78

Tabel D.5 *Purchased Equipment Cost Impor*

Harga	Biaya (US\$)
Harga Alat	1.911.059,29
Biaya Pengangkutan ke Pelabuhan (15% EC)	382.211,86
Asuransi Pengangkutan (1% EC)	9.555,30
Biaya Provinsi Bank (0,5% EC)	95.552,96
Transportasi Darat ke Pelabuhan (15% EC)	9.555,30
EMKL (1% EC)	19.110,59
Pajak Bea Masuk Barang (20% EC)	382.211,86
Total PEC Impor	2.809.257,16

Tabel D.6 *Purchased Equipment Cost Total*

Total <i>Purchased Equipment Cost</i>	Biaya (US\$)
Total PEC Impor	2.809.257,16
Total PEC dalam Negeri	850.958,78
Total PEC	3.660.215,94

2) *Biaya Pemasangan Alat (Equipment Installation Cost)*

Equipment installation cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pemasangan alat-alat proses dan biaya pemasangannya. Dari Aries & Newton (1955) hal. 77, diperoleh biaya instalasi besarnya 43% PEC, terdiri dari material 11% dan labor 32%.

Materil = 49% dari PEC

= 49% x PEC

= US\$ 1.793.505,81

Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga Indonesia

Equipment Installation Cost

Material (11%PEC)	\$	412.504,89	0,11	IDR	7.258.023.480
Labor (32%PEC)	\$	1.200.014,22	0,32	IDR	21.114.250.124
Pemasangan alat menggunakan 100% tenaga dari Indonesia					
Total EIC=	\$	1.612.519,10		IDR	28.372.273.605

1) Biaya Pemipaan (*Piping Cost*)

Piping cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk sistem pemipaan dalam proses dan biaya pemasangannya. Dari tabel 17, Aries & Newton (1955) hal. 78,

Tabel D.8 Biaya Pemipaan

Total Biaya Pemipaan	Biaya (US\$)
Material	\$ 1.837.521,77
Buruh	\$ 1.387.516,44
Total	\$ 3.225.038,20

2) Biaya Instrumentasi (*Instrumentation Cost*)

Instrumentation Cost adalah biaya yang digunakan untuk melengkapi sistem proses dengan suatu pengendalian (*control*). Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa untuk *extensive control* besar biaya instrumentasinya adalah sebesar 30% PEC, terdiri dari:

Tabel D.9 Biaya Instrumentasi

Total Biaya <i>Instrumentation Cost</i>	Biaya (US\$)
Material (24% PEC)	\$ 900.010,66
Labor (6% PEC)	\$ 225.002,67
Total	\$ 1.125.013,33

3) Biaya Insulasi (*Insulation Cost*)

Insulation Cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk sistem insulasi di dalam proses produksi. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh besarnya biaya isolasi adalah sebesar 8% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia.

Tabel D.10 Biaya *Insulation Cost*

Biaya Insulasi (<i>Insulation Cost</i>)	Biaya (US\$)	
Material (3% PEC)	\$	112.501,33
Labor	\$	187.502,22
Total	\$	300.003,55

4) Biaya Listrik (*Electrical Cost*)

Electrical cost adalah biaya yang dipakai untuk pengadaan sarana pendukung dalam penyediaan atau pendistribusian tenaga listrik. Menurut Peters & Timmerhaus (1991), diperoleh bahwa besarnya biaya listrik adalah sebesar 15% PEC, dengan mempekerjakan 100% buruh Indonesia

Tabel D.11 Biaya Instalasi Listrik

Biaya Instalasi Listrik	Buruh	
Material (9% PEC)	\$	337.504,00
Labor (6% PEC)	\$	225.002,67
Total	\$	562.506,66

5) Tanah dan Perluasan

Tabel D.12 Perincian Perkiraan Luas Tanah Pabrik

No.	Bangunan	Luas Tanah (m ²)	Luas Bangunan (m ²)
1	Pos Keamanan	50	40
2	Taman	600	-
3	Tempat Parkir	250	-
4	Ruang Kontrol	50	50
5	Gudang	200	180
6	Kantor	900	800
7	Tempat Ibadah	100	90
8	Kantin	100	90
9	Poliklinik	50	40
10	Laboratorium	50	40
11	Denah Proses	10000	-
12	Bengkel	100	80
13	K3 dan <i>Fire Safety</i>	100	100
14	Area Pengembangan	2000	1900

15	Utilitas	500	500
16	Perpustakaan	100	90
17	UPL	200	180
18	Titik kumpul	100	-
19	Aula/gedung pertemuan	150	120
Total		15.600	4300

Luas Tanah di Perkirakan = 15600 m²

Harga Rata-rata Tanah diperkirakan= \$3.103.154,31

Total Biaya Tanah = **\$3.665.660,97**

6) Utilitas

Biaya utilitas adalah biaya yang dikeluarkan untuk pengadaan unit-unit pendukung proses, antara lain air, *steam*, listrik, dan udara tekan. Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa biaya utilitas diperkirakan sebesar 40% PEC untuk pemakaian rata-rata pabrik beroperasi normal (*sewerage service*).

Utilitas = 40% x PEC

= **\$1.500.017,77**

7) Environmental Cost

Environmental cost adalah biaya yang digunakan untuk pemeliharaan lingkungan sekitar pabrik baik yang di dalam maupun di luar pabrik dan pembuatan IPAL. Biaya lingkungan diperkirakan sebesar 10-30% PEC (Peters dan Timmerhaus, 1991). Dalam hal ini, biaya lingkungan ditetapkan sebesar 20% PEC.

Environmental cost = 20% x PEC

= **\$750.008,88**

Dari data-data diatas didapatkan *Physical Plant Cost* (PPC) sebagai berikut:

Tabel D.13 *Physical Plant Cost* (PPC)

Biaya <i>Physical Plant Cost</i>	Biaya (US\$)
PEC	\$ 3.750.044,42
Instalasi Alat	\$ 1.612.519,10
Pemipaan	\$ 3.225.038,20
Instrumentasi	\$ 1.125.013,33
Insulasi	\$ 300.003,55

Listrik	\$	562.506,66
Tanah+Bangunan	\$	2.642.094,49
Utilitas	\$	3.665.660,97
<i>Environment</i>	\$	1.500.017,77
Total	\$	750.008,88

2. *Engineering and Construction*

Engineering and Construction adalah biaya untuk *design engineering, field supervisor, temporary construction, dan inspection*. Berdasarkan Aries & Newton (1955), untuk *Physical cost* lebih dari USD 5.000.000 biaya *Engineering & Construction* adalah sebesar 20% PPC.

Tabel D.14 Biaya *Engineering and Construction*

Biaya <i>Engineering and Construction</i>	Biaya (US\$)
<i>Engineering & Construction</i> (20% dari PPC)	3.826.581,48
<i>Direct Plant Cost</i> (DPC) = PPC + <i>Engineering</i>	22.959.488,87

3. *Contractor's Fee*

Contractor's fee adalah biaya yang dipakai untuk membayar kontraktor pembangun pabrik. Berdasarkan Aries & Newton (1955), biaya *contractor's fee* diestimasi sebesar 4-5% DPC, diambil sebesar 8 % dari DPC.

$$\text{Contractor's Fee} = 8\% \times \text{DPC}$$

$$= \text{\$1.836.759,11}$$

4. *Contingency*

Contingency adalah biaya kompensasi perubahan harga dan kesalahan estimasi. Besarnya 10- 25% DPC. Dalam hal ini ditetapkan 25% (Aries dan Newton, 1955). Besarnya = 10-25% dari DPC. Diambil 15% dari DPC.

$$\text{Contingency} = 15\% \times \text{DPC}$$

$$= \text{US\$ 3.443.923,33}$$

Tabel D.15 *Fixed Capital Investment*

<i>Fixed Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
<i>Direct Plant Cost</i>	22.959.488,87
<i>Contractor's Fee</i>	1.836.759,11
<i>Contingency</i>	3.443.923,33

5. *Plant Start Up Cost*

Berdasarkan Peters dan Timmerhaus (1991), biaya untuk *start-up* pabrik diestimasi sebesar 8- 10% FCI, dalam hal ini diambil 8% FCI.

$$\begin{aligned} \text{Plant Start Up} &= 8\% \times \text{FCI} \\ &= \mathbf{2.259.213,70} \end{aligned}$$

6. *Interest During Construction*

Bunga bank dihitung 5% pertahun dari FCI selama masa pembangunan.

$$\text{Interest During Construction} = \mathbf{\$2.824.017,13}$$

A.2 *Working Capital Investment*

Working Capital Investment adalah biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan usaha atau modal dan biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan operasi suatu pabrik selama waktu tertentu.

1) *Raw material inventory*

Persediaan bahan baku selama 15 hari untuk metil format dan air

Tabel D.16 Persediaan Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan	Harga (US\$/Kg)	Biaya (US\$)
Metil format	22.173.913	0.6	1.411.067,19
Air	9.652.174	0	-
Jumlah			1.411.067,19

2) *In Process Inventory*

Besarnya dapat diperkirakan 0,5 dari *Manufacturing Cost* (Aries & Newton, 1955) untuk waktu *hold up* tertentu dengan waktu operasi 3 jam

$$\begin{aligned} \text{In Process Inventory} &= \frac{0,5 \times 3 \text{ TMC}}{24 \times 330} \\ &= \mathbf{\$5.248,44} \end{aligned}$$

3) *Product Inventory*

Product Inventory adalah biaya yang diperlukan dalam penyimpanan produk sebelum produk tersebut ke pasaran. Besarnya diperkirakan selama satu bulan produksi untuk harga *manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar *manufacturing cost* selama 30 hari.

$$\begin{aligned} \text{Produk Inventory} &= (30/330 \times \text{TMC}) \\ &= \mathbf{\$2.519.253,60} \end{aligned}$$

4) *Available Cash*

Available Cash digunakan sebagai persediaan uang untuk membayar buruh, *service*, dan material. Besarnya diperkirakan sebanding dengan satu bulan *manufacturing cost* (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar *Manufacturing Cost* selama 30 hari.

$$\begin{aligned}\text{Available Cash} &= (30/330 \times \text{TMC}) \\ &= \text{US\$2.519.253,60}\end{aligned}$$

5) *Extended Credits*

Extended credit adalah persediaan uang yang digunakan untuk menutup penjualan barang yang belum dibayar. Besarnya diperkirakan setara dengan hasil penjualan selama satu bulan produksi (Aries & Newton, 1955). Biaya sebesar hasil penjualan selama 30 hari.

$$\text{Extended Credit} = \frac{30}{330} \times \text{Penjualan} = \text{US\$ 5.038.507,19}$$

Tabel D.17 *Working Capital Investment*

<i>Working Capital</i>	Biaya (US\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	1.411.067,19
<i>In Process Inventory</i>	5.248,44
<i>Product Inventory</i>	2.519.253,60
<i>Extended Credit</i>	5.038.507,19
<i>Available Cash</i>	2.519.253,60
Total	11.493.330,02

Tabel D.18 *Capital Investment*

<i>Total Capital Investment</i>	Biaya (US\$)
Total FCI	28.240.171,31
<i>Plant Strat Up</i>	2.259.213,70
<i>Interest During Construction</i>	2.824.017,13
Total WCI	11.493.330,02
Total	44.816.732,16

B. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk memproduksi suatu bahan menjadi produk.

B.1 *Direct Manufacturing Cost*

Merupakan Pengeluaran biaya langsung dalam pembuatan suatu produk.

1) *Raw Material Cost*

Tabel D.19 Harga Bahan Baku per Tahun

Bahan Baku	Kebutuhan (Kg)	Harga (US\$/Kg)	Biaya (US\$)
------------	----------------	--------------------	--------------

Metil format	22.173.913	0,6	13.304.347,83
Air	9.652.174	0	-
Total			13.304.347,83

2) Labor Cost

Tabel D.20 Labor Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total/Tahun
Karyawan Proses	37	Rp 6.000.000	Rp 2.664.000.000
Karyawan Utilitas	44	Rp 6.000.000	Rp 3.168.000.000
Karyawan Laboratorium	12	Rp 6.000.000	Rp 864.000.000
Karyawan Lingkungan dan K3	12	Rp 6.000.000	Rp 864.000.000
Karyawan Pemeliharaan	12	Rp 6.000.000	Rp 864.000.000
Total	117	Rp	8.424.000.000
US\$			478.772,38

3) Supervisi Cost

Tabel D.21 Supervisi Cost

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total/Tahun
Kepala Bagian Produksi	1	Rp 12.500.000	Rp 150.000.000
Kepala Bagian Teknik	1	Rp 12.500.000	Rp 150.000.000
Kepala Bagian Umum	1	Rp 12.500.000	Rp 150.000.000
Kepala Seksi Proses	1	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
Kepala Seksi Utilitas	1	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
Kepala Seksi Laboratorium	1	Rp 8.000.000	Rp 96.000.000
Kepala Regu	4	Rp 7.500.000	Rp 360.000.000
TOTAL	10	IDR	1.098.000.000
USD\$			62.404,09

2 Maintenance Cost

Maintenance cost adalah biaya yang dikeluarkan untuk pemeliharaan peralatan proses, besarnya 2-10% FCI. Dalam hal ini ditetapkan 10% FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\text{Maintenance} = 10\% \times \text{FCI}$$

$$= \text{US\$ } 1.412.008,57$$

3 *Plant Supplies*

Plant supplies ditetapkan sebesar 15% dari *maintenance cost* per tahun, karena dianggap pabrik beroperasi pada kondisi normal.

$$\begin{aligned} \text{Plant Supplies} &= 15\% \times \text{Biaya Maintenance} \\ &= \text{US\$ } 211.801,28 \end{aligned}$$

4 *Royalties dan Patent*

Berdasarkan Aries & Newton (1955), diperoleh bahwa biaya *Royalties* dan *Patent* di tentukan sebesar 1-5% dari harga jual produk. Dalam hal ini diambil 5%.

$$\begin{aligned} \text{Royalties dan Patent} &= 5\% \times \text{Harga Jual produk} \\ &= \text{US\$ } 2.400.000,00 \end{aligned}$$

5 *Utilitas*

Utilitas cost adalah biaya yang dibutuhkan untuk pengoperasian unit-unit pendukung proses seperti pengadaan *steam*, pengolahan air, penyediaan listrik, dan udara tekan. Pengeluaran pada seksi utilitas dialokasikan untuk membeli listrik dari PLN, biaya pengolahan air, biaya sistem pemisahan udara, dan bahan bakar ketel dan generator. Biasanya besarnya biaya utilitas adalah 25 - 50 % dari nilai bangunan dan contingency. Dalam perkiraan ini diambil besarnya 30%. (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Utilitas} &= 30\% \times \text{bangunan dan contingency} \\ &= \text{US\$ } 1.825.805,35 \end{aligned}$$

Tabel D.22 *Direct Manufacturing Cost*

Biaya <i>Direct Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Supervisor Cost</i>	62.404,09
<i>Maintenance Cost</i>	1.412.008,57
<i>Plant Supplies</i>	211.801,28
<i>Royalties & Paten</i>	2.400.000,00
<i>Utility</i>	1.825.805,35
<i>Labor Cost</i>	478.772,38
<i>Raw Material</i>	13.304.347,83
Total	19.695.139,49

B.2 *Indirect Manufacturing Cost*

Indirect Manufacturing Cost adalah pengeluaran yang dikeluarkan tidak langsung akibat dari operasi suatu pabrik.

1) *Payroll Overhead*

Payroll Overhead meliputi biaya untuk membayar pensiunan, liburan yang ditanggung pabrik, asuransi, cacat jasmani akibat kerja, dan THR, besarnya 15-20 % dari *Labor Cost*. Dalam hal ini ditetapkan 18% dari *labor cost*. (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Payroll overhead} &= 18\% \times \text{Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 86.179,03\end{aligned}$$

2) *Laboratory Cost*

Laboratory cost adalah biaya yang diperlukan untuk analisa laboratorium, besarnya 10 - 20 % dari *Labor Cost*. Dalam hal ini ditetapkan 15% dari *labor cost* (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Laboratory cost} &= 15\% \times \text{Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 71.815,86\end{aligned}$$

3) *Plant Overhead*

Plant Overhead cost adalah biaya yang diperlukan untuk *service* yang tidak langsung berhubungan dengan unit produksi yaitu pergudangan, biaya kesehatan, dan bonus produksi.

Besarnya 50-100% dari *Labor Cost*. Dalam perkiraan ini ditetapkan 50% dari *labor cost* (Aries & Newton, 1955, hal. 174).

$$\begin{aligned}\text{Plant Overhead} &= 50\% \times \text{Labor cost} \\ &= \text{US\$ } 239.386,19\end{aligned}$$

4) *Packaging Product & Transportation Cost*

Biaya *packaging* dibutuhkan untuk membayar container produk, sedangkan shipping diperlukan untuk membayar ongkos pengangkutan barang produksi hingga sampai di tempat pembeli. Untuk *Packaging* besarnya 4-36% harga penjualan produk, dalam hal ini ditetapkan 9% dari harga penjualan. Sedangkan untuk transportasi besarnya 1,5% dari harga penjualan (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned}\text{Packaging product \& Transportation} &= 9\% \times \text{harga penjualan} \\ &= \text{US\$ } 5.040.000,00\end{aligned}$$

Tabel D.23 *Indirect Manufacturing Cost*

<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Biaya (US\$)
<i>Payroll Overhead</i>	86.179,03
<i>Laboratory Cost</i>	71.815,86
<i>Plant Overhad</i>	239.386,19
<i>Packaging & Transportation</i>	5.040.000,00
Total	5.437.381,07

B.3 Fixed Manufacturing Cost

1) Depresiasi

Depresiasi merupakan penurunan harga peralatan dan gedung karena pemakaian, besarnya 8- 10% FCI (Aries & Newton, 1955). Ditetapkan 10% FCI, dengan rumus perhitungannya sebagai berikut:

$$\frac{P - S}{n}$$

Di mana:

P = FCI

S = *Salvage value* (nilai sisa) 10%

FCI n = Umur Pabrik (15 tahun)

Depresiasi = US\$ 1.732.063,84

2) Property Taxes

Property Taxes adalah pajak yang yang dibayar oleh perusahaan, besarnya 1-2% FCI. Ditetapkan 2% dari FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\text{Property taxes} = 2\% \times FCI$$

= US\$ 564.803,43

3) Asuransi

Pihak perusahaan harus mengeluarkan uang untuk biaya asuransi pabriknya, besarnya 1% dari FCI (Aries & Newton, 1955).

$$\text{Asuransi} = 1\% \times FCI$$

= US\$ 282.401,71

Tabel D.24 Fixed Manufacturing Cost

Fixed Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
1.732.063,84	1.732.063,84
Property Taxes	564.803,43
Asuransi	282.401,71
Total	2.579.268,98

Tabel D.25 Total Manufacturing Cost

Total Manufacturing Cost	Biaya (US\$)
Direct Manufacturing Cost (DMC)	10.149.497,69

<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	3.793.463,19
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	1.882.733,01
Total Manufacturing Cost	15.825.693,88

C. *General Expense*

C.1 *Administrasi*

1) *Management Salaries*

Tabel D.26 *Management Salaries*

Jabatan	Jumlah Pegawai	Gaji/Bulan (Rp)	Gaji/Tahun (Rp)
Dewan Komisaris	3	40.000.000	1.440.000.000
Direktur Utama	1	30.000.000	360.000.000
Direktur Produksi dan Teknik	1	25.000.000	300.000.000
Direktur Keuangan dan Umum	1	25.000.000	300.000.000
Sekertaris	3	7.000.000	252.000.000
Kepala Bagian Pemasaran	1	12.500.000	150.000.000
Kepala Bagian Keuangan	1	12.500.000	150.000.000
Kepala Seksi Pembelian	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Pemasaran	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Administrasi	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Kas	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Personalia	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Humas	1	8.000.000	96.000.000
Kepala Seksi Keamanan	1	8.000.000	96.000.000
Karyawan Personalia	2	6.000.000	144.000.000
Karyawan Humas	2	6.000.000	144.000.000
Karyawan Pemasaran	4	6.000.000	288.000.000
Karyawan Keamanan	4	6.000.000	288.000.000
Karyawan Keuangan	3	6.000.000	216.000.000
Dokter	1	10.000.000	120.000.000
Medis	3	4.800.000	172.800.000
Sopir	4	4.800.000	230.400.000
<i>Cleaning Service</i>	3	4.800.000	172.800.000
Total	44	IDR	5.400.000.000

	US\$	306.905,37
--	------	------------

2) *Legal Fee and Auditing*

Biaya untuk *legal fee and auditing* disediakan setiap tahun. Untuk *Legal Fee and Auditing* disediakan setiap tahun = $(Total\ Management\ Salaries + Maintenance\ Cost) \times 2\%$ (Peter & Timmerhaus, 1991 hal 211).

$$\begin{aligned} Legal\ fee\ \& \ auditing &= 2\% \times (total\ management\ salaries + maintenance) \\ &= US\$ 34.378,28 \end{aligned}$$

3) Peralatan Kantor dan Komunikasi

Untuk peralatan kantor dan komunikasi disediakan setiap tahun = Rp. 20.000.000 = US\$ 4.240,41 (Peter & Timmerhaus, 1991 hal 211)

Besarnya *sales expense* bervariasi, tergantung pada tipe produk, distribusi, market, *advertisement* dan lain-lain. Secara umum besarnya diperkirakan 5-22% total *manufacturing cost*. Dalam perancangan ini ditentukan 7%. (Aries & Newton, 1955, hal. 186).

C.2 *Sales*

$$\begin{aligned} Sales &= 7\% \times manufacturing\ cost \\ &= US\$ 1.939.825,27 \end{aligned}$$

C.3 *Riset*

Research and development cost adalah biaya yang diperlukan untuk peningkatan dan pengembangan produk ataupun jenisnya. Besarnya diperkirakan 2-14% harga jual dan dalam perancangan ini ditetapkan 7% karena produk dari pabrik Asam format ini tergolong jenis produk *industrial chemical* (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} Riset &= 7\% \times Harga\ jual\ produk \\ &= US\$ 1.385.589,48 \end{aligned}$$

C.4 *Finance*

Finance adalah pengeluaran untuk membayar bunga pinjaman modal. Besarnya 10 % dari TCI(*Total Cost Investment*)

$$\begin{aligned} Finance &= 10\% \times TCI \\ &= US\$ 4.481.673,22 \end{aligned}$$

Tabel D.27 *General Expense*

Total General Expense	Biaya (US\$)
Administration	306.905,37

<i>Sales Expense</i>	1.939.825,27
<i>Research & Development</i>	1.385.589,48
<i>Finance</i>	4.481.673,22
Total	8.846.525,06

Tabel D.28 *Total Production Cost*

Total Biaya Produksi	Biaya (US\$)
<i>Total Manufacturing Cost</i>	15.825.693,88
<i>General Expanse</i>	8.846.525,06
Total	36.558.314,61

D. Analisa Kelayakan (*Fit and Proper Test*)

1. Keuntungan / Profit
2. *Return on Investment* (ROI)
3. *Pay Out Time* (POT)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Point* (SDP) F.
6. *Internal Rate Of Return* (IRR)

Perhitungan dapat dianalisa sebagai berikut :

D.1 Keuntungan / Profit

Biaya Produksi = US\$ 36.558.314,61

Penjualan Produk/ Tahun = US\$ 48.000.000,00

Keuntungan Sebelum Pajak = US\$ 11.441.685,39

% (Pajak Indonesia adalah sebesar 25% berdasarkan UU No. 36

Keuntungan Setelah Pajak = Tahun 2008)

Keuntungan Setelah Pajak = US\$ 8.581.264,04

Percent Profit on Sales (%POS)

POS Sebelum Pajak = Keuntungan Sebelum Pajak / Harga Jual Produk X 100%

POS Sesudah Pajak = Keuntungan Sebelum Pajak / Harga Jual Produk X 100%

POS Sebelum Pajak = 23,84%

POS Sesudah Pajak = 17,88%

D.2 Return On Investment (ROI)

ROI adalah perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun, didasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

$$\text{FCI} = 28.184.625,86$$

$$\text{Percent Return on Investment} = (\text{Keuntungan/Fixed Capital Investment}) \times 100\%$$

$$\text{ROI Sebelum Pajak} = (\text{Keuntungan Sebelum Pajak/FCI}) \times 100\% = 40,52\%$$

$$\text{ROI Setelah Pajak} = (\text{Keuntungan Sesudah Pajak/FCI}) \times 100\% = 30,39\%$$

D.3 Pay Out Time (POT)

Pay out time adalah jumlah tahun yang telah berselang sebelum diperoleh penerimaan melebihi investasi awal, atau jumlah tahun yang diperlukan untuk mengembalikan capital investment sebelum dikurangi depresiasi. Berdasarkan *Cumulative Cash Flow* dapat ditentukan bahwa POT berada pada tahun ke-

$$\text{POT Sebelum Pajak} = (\text{Fixed Capital Investment/Profit Before Taxes} + \text{Depresiasi}) = 3,0354$$

$$\text{POT Setelah Pajak} = (\text{Fixed Capital Investment/Profit After Taxes} + \text{Depresiasi}) = 3,9019$$

Cash Flow:

Tabel D.29 Cashflow

Tahun	Kapasitas Produksi	Penjualan AF+Metanol (ton)	Harga AF + Metanol (\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Operasional (US\$)
1	85%	25500	25.500,00	1.600,00	40.800.000,00
2	90%	27000	27.000,00	1.600,00	43.200.000,00
3	95%	28500	28.500,00	1.600,00	45.600.000,00
4	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
5	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
6	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
7	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
8	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
9	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
10	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
11	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
12	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
13	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
14	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
15	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00

Tahun	Kapasitas Produksi	Penjualan AF+Metanol (ton)	Harga AF + Metanol (\$/ton)	Revenue (US\$)	Biaya Operasional (US\$)
16	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
17	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
18	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
19	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
20	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
21	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
22	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
23	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
24	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00
25	100%	30000	30.000,00	1.600,00	48.000.000,00

Tahun	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Tax (PBT)	Profit After Tax (PAT)	Cash Flow
1	9.725.432,58	1.732.063,84	7.993.368,74	5.995.026,55	7.727.090,40
2	10.297.516,85	1.732.063,84	8.565.453,01	6.424.089,76	8.156.153,60
3	10.869.601,12	1.732.063,84	9.137.537,28	6.853.152,96	8.585.216,80
4	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
5	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
6	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
7	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
8	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
9	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
10	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
11	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
12	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
13	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
14	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
15	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
16	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00

Tahun	Income (US\$)	Depresiasi (US\$)	Profit Before Tax (PBT)	Profit After Tax (PAT)	Cash Flow
17	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
18	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
19	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
20	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
21	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
22	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
23	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
24	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00
25	11.441.685,39	1.732.063,84	9.709.621,55	7.282.216,16	9.014.280,00

Keterangan :

1. Total Penjualan = (Kapasitas asam format x Harga asam format)
2. Biaya Operasi = (Total *Manufacturing Cost* + *General Expense*)
3. Pendapatan = Total Penjualan - (Biaya Operasi + Bunga + Pokok)
4. Depresiasi = (FCI-(10% x FCI) / Umur Pabrik, Umur Pabrik 25 Tahun
5. Untung Kotor = Pendapatan - Depresiasi
6. Pajak = 25% x Untung Kotor
7. Untung Bersih = Untung Kotor - Pajak
8. *Cash Flow* = Untung Bersih + Depresiasi

Tabel D.30 *Cumulative Cash Flow (CCF)*

Tahun	Investasi	Cash Flow i=0	Cumulative Cash Flow i=0
-2	-14.120.085,65		-17.785.746,62
	-3.665.660,97		
-1	-14.120.085,65		-34.729.849,41
	-2.824.017,13		
0	-2.259.213,70		-48.482.393,13
	-11.493.330,02		
1		7.727.090,40	-40.755.302,74
2		8.156.153,60	-32.599.149,14
3		8.585.216,80	-24.013.932,34

4	9.014.280,00	-14.999.652,34
5	9.014.280,00	-5.985.372,34
6	9.014.280,00	3.028.907,66
7	9.014.280,00	12.043.187,66
8	9.014.280,00	21.057.467,66
9	9.014.280,00	30.071.747,67
10	9.014.280,00	39.086.027,67
11	9.014.280,00	48.100.307,67
12	9.014.280,00	57.114.587,67
13	9.014.280,00	66.128.867,67
14	9.014.280,00	75.143.147,67
15	9.014.280,00	84.157.427,67
16	9.014.280,00	93.171.707,67
17	9.014.280,00	102.185.987,67
18	9.014.280,00	111.200.267,68
19	9.014.280,00	120.214.547,68
20	9.014.280,00	129.228.827,68
21	9.014.280,00	138.243.107,68
22	9.014.280,00	147.257.387,68
23	9.014.280,00	156.271.667,68
24	9.014.280,00	165.285.947,68
25	9.014.280,00	174.300.227,68

Tahun	Cash Flow i=1	Cumulative Cash Flow i=1	Keterangan
-2	-	71.142.986,49	50% FCI land
-1	-	105.031.192,07	sisia 50% FCI IDC
0	-	118.783.735,79	Plant Start up WCI
1	3.863.545,20	-	114.920.190,59
2	2.039.038,40	-	112.881.152,19
3	1.073.152,10	-	111.808.000,09

4	563.392,50	-	111.244.607,59
5	281.696,25	-	110.962.911,34
6	140.848,13	-	110.822.063,22
7	70.424,06	-	110.751.639,16
8	35.212,03	-	110.716.427,12
9	17.606,02	-	110.698.821,11
10	8.803,01	-	110.690.018,10
11	4.401,50	-	110.685.616,60
12	2.200,75	-	110.683.415,84
13	1.100,38	-	110.682.315,47
14	550,19	-	110.681.765,28
15	275,09	-	110.681.490,19
16	137,55	-	110.681.352,64
17	68,77	-	110.681.283,87
18	34,39	-	110.681.249,48
19	17,19	-	110.681.232,29
20	8,60	-	110.681.223,69
21	4,30	-	110.681.219,39
22	2,15	-	110.681.217,24
23	1,07	-	110.681.216,17
24	0,54	-	110.681.215,63
25	0,27	-	110.681.215,36

D.4 Internal Rate Of Return (IRR)

Rate of return dalam hal ini IRR dihitung dengan trial harga IRR hingga diperoleh *net present value* (NPV) = 0

Tabel D.31 *Internal rate of Return (IRR)*

Tahun	<i>Investment</i>	Nilai Sekarang
0	-48.482.393,13	48.482.393,13
1	7.727.090,40	6.573.469,19
2	8.156.153,60	5.902.590,77
3	8.585.216,80	5.285.513,47
4	9.014.280,00	4.721.126,10
5	9.014.280,00	4.016.282,38
6	9.014.280,00	3.416.668,77
7	9.014.280,00	2.906.574,89
8	9.014.280,00	2.472.635,82
9	9.014.280,00	2.103.481,98
10	9.014.280,00	1.789.441,21
11	9.014.280,00	1.522.285,37
12	9.014.280,00	1.295.014,74
13	9.014.280,00	1.101.674,64
14	9.014.280,00	937.199,38
15	9.014.280,00	797.279,56
16	9.014.280,00	678.249,17
17	9.014.280,00	576.989,50
18	9.014.280,00	490.847,46
19	9.014.280,00	417.566,06
20	9.014.280,00	355.225,25
21	9.014.280,00	302.191,65
22	9.014.280,00	257.075,75

23	9.014.280,00	218.695,45
24	9.014.280,00	186.045,16
25	9.014.280,00	158.269,42

Dari trial and error didapatkan nilai IRR sebesar 17,550% dengan NPV = 0

D.5 Break Even Point

Break Even Point adalah titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan *Break Even Point* kita dapat menentukan tingkat berapa harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan. BEP Unit BEP diperoleh dari biaya tetap dibagi dengan margin kontribusi per unitnya. Nilai Margin kontribusi per unit diperoleh dari selisih antara harga jual per unit dengan biaya variable per unit.

- *Fixed Manufacturing Cost (Fa)*

Depresiasi	= 1.732.063,84
<i>Property Taxes</i>	= 564.803,43
Asuransi	= 282.401,71
Total	= 2.579.268,98
- *Variabel Cost (Va)*

<i>Raw Material</i>	= 13.304.347,83
Utilitas	= 1.825.805,35
<i>Royalti & Patent</i>	= 2.400.000,00
<i>Packaging + Transport</i>	= 5.040.000,00
Total	= 22.570.153,17
- *Regulated Cost (Ra)*

<i>Total Labor Cost</i>	= 478.772,38
<i>Payroll Overhead</i>	= 86.179,03
Supervisi	= 62.404,09
Laboratorium	= 71.815,86
<i>General expense</i>	= 8.846.525,06

<i>Plant Supplies</i>	= 211.801,28
<i>Plant Overhead</i>	= 239.386,19
<i>Maintenance</i>	= 1.412.008,57
Total	= 11.408.892,46

Penjualan Produk (Sa)

Produk Asam format + Metanol = 26.023.715
kg/tahun

Salvage value = 10% x FCI =
4.462.358,71

Harga pokok produk = Rp 7.802,35 =
0,54 US\$

BEP= kapasitas produksi/(total penjualan asam format + metanol) = 30.830.040
kg/tahun

Total fixed expense = 44.623.587,13

Fixed expense per unit = 1,45 US\$

Total variabel *expense* = 6.605.919,32

Variabel *expense per unit* = 0,21 US\$

Harga pokok produk = 1,6 US\$

BEP

$$BEP = \frac{(Fa + 0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

BEP = 34,41%

D.6 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point adalah suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *variable cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan profit).

$$BEP = \frac{(0,3 Ra)}{(Sa - Va - 0,7Ra)} \times 100\%$$

SDP = 20,03%

Tabel D.32 Analisa Kelayakan

No	Analisa	Kelayakan	Persentase	Batasan	Kelayakan
1.	ROI	Sebelum Pajak	40,52%	11 – 44%	Layak
		Sesudah Pajak	30,39%		
2.	POT	Sebelum Pajak	2,4982	Max. 5 Tahun	Layak
		Sesudah Pajak	3,1690		
3.	IRR		17,550%	Min. 5%	Layak
4.	BEP		34,41%	Max. 60%	Layak
5.	SDP		19,62%	<BEP	Layak

Dari analisa ekonomi yang telah dilakukan dapat diambil kesimpulan bahwa pendirian pabrik Asam format dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak dipertimbangkan realisi pembangunannya.