

**INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA**



**PRA DESAIN PABRIK
“CARBON BLACK DARI DECANT OIL”**

Disusun Oleh :

Pabika Salsabila Witri
NRP. 02211745000009

Vivin Sulistyaningrum Yudha Sarjani
NRP. 02211745000014

Pembimbing :

Dr. Widiyastuti S.T., M.T.
NIP. 19750306 200212 2 002
Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.
NIP. 19670203 199102 1 001

**LABORATORIUM ELEKTROKIMIA DAN KOROSI
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

“CARBON BLACK DARI DECANT OIL”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Pabika Salsabila Witri

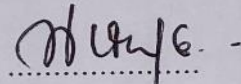
02211745000009

Vivin Sulistyaningrum Yudha Sarjani

02211745000014

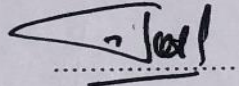
Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Pra Desain Pabrik :

1. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.



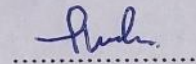
(Pembimbing I)

2. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.



(Pembimbing II)

3. Ni Made Intan Putri Suari, S.T., M.T.



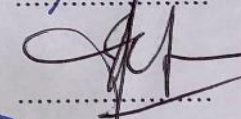
(Penguji I)

4. Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.



(Penguji II)

5. Prof. Dr. Ir. Gede Wibawa, M.Eng.



(Penguji III)



Surabaya,

Januari 2019

INTISARI

Seiring dengan meningkatnya permintaan produksi pada pasar otomotif, hal ini berdampak pula pada meningkatnya permintaan produksi *carbon black* di Indonesia. Pasar otomotif sendiri merupakan konsumen terbesar *carbon black* yang mencapai angka sekitar 90 %, sedangkan sisanya *carbon black* digunakan oleh industri tinta, toner mesin, dan baterai. Di sisi lain, sampai saat ini produksi *carbon black* di Indonesia hanya dipenuhi oleh satu perusahaan besar yaitu PT. Cabot Indonesia yang memiliki kapasitas sebesar 150.000 ton/tahun. Sehingga, jika kebutuhan dalam negeri belum terpenuhi harus dilakukan impor *carbon black* dari luar negeri.

Carbon black dapat dihasilkan dari pembakaran hidrokarbon seperti gas alam, fraksi berat minyak bumi, atau *acetylene*. Untuk memilih proses yang akan digunakan untuk pembuatan *carbon black*, dapat dipilih proses yang paling menguntungkan untuk dijalankan, salah satunya adalah dengan menggunakan perhitungan *Economic Potentials* (EP) dari beberapa proses yang telah ditinjau, *yield* paling tinggi dapat dihasilkan melalui proses *Oil Furnace*, *Thermal*, dan *Acetylene*. Ketiga proses tersebut menggunakan 3 bahan baku yang berbeda untuk memproduksi *carbon black*, yakni hidrokarbon aromatis, gas alam, serta *acetylene*. Setelah dilakukan perhitungan *Economic Potentials* (EP) didapatkan bahwa proses pembuatan *carbon black* dapat menggunakan bahan baku hidrokarbon aromatis (*decant oil*) yang mana memiliki EP tertinggi diantara proses-proses lainnya.

Indonesia merupakan salah satu negara penghasil gas alam dan minyak bumi sehingga untuk pembuatan *carbon black* yang cukup menguntungkan dengan memanfaatkan gas alam dan minyak bumi. Namun, dalam kenyataannya minyak bumi lebih fleksibel dan berpotensi untuk dijadikan bahan baku dari pada gas alam. Oleh sebab itu, dalam pembuatan *carbon black* digunakan *decant oil* yang merupakan produk hasil pemrosesan minyak bumi. *Decant oil* ini adalah residu atau produk dari bagian bawah fraksinasi dalam proses *catalytic cracking*, yakni penguraian molekul senyawa hidrokarbon yang berat, menjadi molekul senyawa hidrokarbon yang lebih kecil dengan menggunakan katalis. Di sisi lain *decant oil* juga lebih mudah dan murah untuk ditransportasikan dari pada gas alam karena sudah berfase likuida, sedangkan jika gas alam harus dilakukan beberapa *treatment* khusus agar bisa ditransportasikan dan kemudian siap dipakai sebagai bahan baku. Bahan baku berupa *decant oil* didapatkan dari PT. Pertamina Refinery Unit VI Balongan yang merupakan produk dari unit RFCC (*Secondary Reformer*). Sedangkan, gas alam untuk proses

pemanasan diperoleh dari PT. Pertamina EP Jatibarang Field. Lokasi pendirian pabrik *carbon black* ini berada pada Kabupaten Indramayu, Jawa Barat. Lokasi pendirian pabrik ini, dinilai cukup strategis karena cukup dekat dengan sumber bahan baku dan mendekati target utama pasar.

Proses yang digunakan untuk pembuatan *carbon black* dari *decant oil* menggunakan metode *oil furnace* yang terdiri dari tiga proses utama yaitu *carbon black production*, *product treatment*, serta *recovery zone*. Reaktor yang digunakan pada proses pembuatan *carbon black* ini memiliki tiga zona penting, antara lain: zona pembakaran, zona pirolisis, dan zona *quenching*. Pada proses pertama *carbon black production*, dilakukan reaksi pembakaran antara gas alam dengan udara dalam reaktor zona pembakaran hingga didapatkan suhu 2.327,53 °C. Pembakaran gas alam ini diperlukan untuk mendapatkan panas dalam reaksi pirolisis. Jumlah gas alam dan udara yang digunakan sesuai dengan suhu yang harus dicapai pada zona pirolisis *decant oil*. Proses pirolisis berlangsung pada suhu diatas 1.550 °C. Hasil dari proses pirolisis adalah *black smoke* yang didalamnya terkandung partikel-partikel *carbon black*. Air masuk pada zona *quenching* reaktor untuk menghentikan reaksi pirolisis serta mendinginkan produk hasil reaksi hingga suhu 870 °C. Produk reaktor ini akan mengalami pendinginan lebih lanjut hingga suhu 200 °C. Kemudian, pada proses kedua yaitu *product treatment* yang terdiri dari *bag filter* untuk memisahkan *carbon black* dari *tail gas*, *micropulverizer* untuk menyeragamkan ukuran *carbon black*, *cyclone* untuk memisahkan kembali *carbon black* dari gas pengotor, *pelletizer* yang digunakan untuk mengatur *bulk density carbon black* agar mencapai spesifikasi yang diinginkan, *rotary dryer* untuk mengurangi kandungan air dalam *carbon black*, *screener* yang digunakan untuk memisahkan antara *carbon black* yang sudah sesuai ukuran dengan *carbon black* yang belum memenuhi spesifikasi yang selanjutnya akan diseragamkan lagi di *micropulverizer*, *air cooler* yang berfungsi untuk mendinginkan *carbon black* dan *silo* untuk menampung *carbon black* yang sudah sesuai dengan spesifikasi. Pada proses ketiga, bertujuan untuk mendapatkan kembali *decant oil* agar tidak banyak dibuang di udara dan kemudian dapat digunakan kembali sebagai *feed* reaktor. Proses ketiga sendiri terdiri dari *three phase separator* yang berfungsi untuk memisahkan gas, *heavy liquid (water)*, dan *light liquid (decant oil)*. *Light liquid* yang berhasil *direcovery* akan dimanfaatkan sebagai tambahan air pendingin pada *condensor*, sedangkan gas-gas yang terkumpul dari *three phase separator* nantinya akan dibakar bersama *tail gas* di *flare*. *Flare* sendiri berfungsi sebagai *heater* udara yang akan mengeringkan *carbon black* di *rotary dryer*.

Pabrik ini akan beroperasi selama 300 hari selama satu tahun dengan kapasitas 90.000 ton/tahun. Tiap jamnya pabrik akan memproduksi 12.500 kg *carbon black* dengan kandungan air 1% atau 125 kg. Dengan kebutuhan bahan baku primer yaitu *decant oil* dengan kapasitas 152.142,84 ton/tahun dan gas alam sebagai bahan baku sekunder dengan kapasitas 47.816,04 ton/tahun. Berdasarkan analisa ekonomi yang telah dilakukan pada pabrik *carbon black* dari *decant oil* didapatkan hasil sebagai berikut:

1. *Total Capital Investment (TCI)* : Rp 1.058.519.130.652
2. *Interest/tahun* : 9,75 %
3. *Net Present Value (NPV) 10 tahun* : Rp 2.813.847.452.715
4. *Internal Rate of Return* : 27,03 %
5. *Pay Out Time (POT)* : 3,21 tahun
6. *Break Even Point* : 37,21 %
7. *Harga Decant Oil* : 138,18 US\$/ton
8. *Harga Gas Alam* : 370,6 US\$/ton
9. *Harga Jual Carbon Black* : 2.000 US\$/ton
10. *Project Life* : 10 tahun
11. *Waktu Konstruksi* : 2 tahun

Dengan melihat penilaian-penilaian diatas serta beberapa parameter teknisnya, maka pabrik *carbon black* dari *decant oil* layak didirikan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kehadiran Allah SWT karena atas berkat, rahmat, dan karunia-Nya, penulis dapat menyelesaikan Tugas Pra Desain Pabrik “*Carbon Black* dari *Decant Oil*” yang merupakan salah satu syarat kelulusan bagi mahasiswa Departemen Teknik Kimia FTI-ITS Surabaya.

Keberhasilan penulisan Tugas Pra Desain Pabrik ini tidak lepas dari bimbingan dan masukan dari berbagai pihak. Untuk itu, dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

1. Allah SWT yang telah memberikan rahmat dan karunia kepada penulis sehingga terselesaikan laporan ini.
2. Orang tua dan keluarga kami yang telah banyak memberikan dukungan baik moral maupun spiritual.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng. dan Ibu Dr. Widiyastuti, S.T., M.T., selaku Dosen Pembimbing Tugas Pra Desain Pabrik dan Kepala Laboratorium Elektrokimia dan Korosi atas bimbingan dan saran yang telah diberikan.
4. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D., selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Departemen Teknik Kimia FTI-ITS.
6. Teman-teman seperjuangan di Laboratorium Elektrokimia dan Korosi (Acha, Amalia, Anisa, Andi, Dian, Diana, Filipus, Hadi, Halimah, Husna, Ivan, One, Mas Abdur, Mas Agus, Mas Fahmi, Mas Hendrix, Mas Hilman, Mas Puma, Mbak Cika, Mbak Dely, Mbak Mara, Mbak Puspita, Mbak Sahara, Mba Sofi, Ibu Ari, Ibu Lizda, Ibu Shofi) yang telah memberikan segala dukungan, bantuan, dan kerja samanya.
7. Teman-teman LJ-Ganjil 2017 yang telah memberikan banyak dukungan dan bantuan.
8. Semua pihak yang telah membantu dalam penyelesaian Tugas Pra Desain Pabrik ini yang tidak dapat disebutkan satu persatu.

Akhirnya, kami memohon maaf atas segala kekurangan yang terjadi selama proses penyusunan tugas ini. Semoga tugas akhir ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat bagi penulis dan pembaca khususnya.

Surabaya, 25 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

COVER	
LEMBAR PENGESAHAN	
INTISARI	i
KATA PENGANTAR	iv
DAFTAR ISI	v
DAFTAR GAMBAR	ix
DAFTAR TABEL	xi
BAB I LATAR BELAKANG	I-1
BAB II BASIS DESAIN DATA	II-1
II.1. Kapasitas Produksi	II-1
II.2. Lokasi Pabrik	II-3
II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk	II-4
II.3.1. Kualitas Bahan Baku	II-5
II.3.2. Ketersediaan Bahan Baku	II-6
II.3.3. Spesifikasi Produk	II-6
II.4. Target Pasar	II-8
BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES	III-1
III.1. Proses Pembuatan <i>Carbon Black</i>	III-1
III.1.1. Proses <i>Furnace Black</i>	III-1
III.1.2. Proses <i>Lamp Black</i>	III-2
III.1.3. Proses <i>Channel Black</i>	III-3
III.1.4. Proses <i>Thermal Black</i>	III-4
III.1.5. Proses <i>Acetylene Black</i>	III-6
III.2. Seleksi Proses	III-7
III.3. Uraian Proses	III-10
BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI	IV-1
IV.1. Neraca Massa	IV-1
IV.1.1. Reaktor <i>Furnace</i> (R-110)	IV-1
IV.1.2. <i>Quench Tower</i> (P-117)	IV-2
IV.1.3. <i>Bag Filter</i> I (H-211)	IV-3
IV.1.4. <i>Micropulverizer</i> (C-212)	IV-4

IV.1.5. <i>Pneumatic System – Cyclone (H-213) – Bag Filter II (H-214)</i>	IV-4
IV.1.6. <i>Bin (F-215)</i>	IV-6
IV.1.7. <i>Pelletizer (S-210)</i>	IV-7
IV.1.8. <i>Rotary Dryer (B-220)</i>	IV-7
IV.1.9. <i>Bag Filter III (H-221)</i>	IV-8
IV.1.10. <i>Screener (H-224)</i>	IV-9
IV.1.11. <i>Air to Pneumatic and Flare</i>	IV-9
IV.1.12. <i>Condensor (E-311)</i>	IV-11
IV.1.13. <i>Three Phase Separator I (H-310)</i>	IV-12
IV.1.14. <i>Expander (G-312)</i>	IV-13
IV.1.15. <i>Three Phase Separator II (H-320)</i>	IV-14
IV.1.16. <i>Decant Oil Storage (F-111)</i>	IV-15
IV.1.17. <i>Flare (Q-321)</i>	IV-15
IV.2. <i>Neraca Panas</i>	IV-16
IV.2.1. <i>Reaktor Furnace (R-110)</i>	IV-16
IV.2.2. <i>Preheater Udara (E-116)</i>	IV-17
IV.2.3. <i>Preheater Decant Oil (E-113)</i>	IV-18
IV.2.4. <i>Quench Tower (P-117)</i>	IV-18
IV.2.5. <i>Bag Filter I (H-211)</i>	IV-19
IV.2.6. <i>Micropulverizer (C-212)</i>	IV-20
IV.2.7. <i>Pneumatic Conveyor</i>	IV-20
IV.2.8. <i>Cyclone (H-213)</i>	IV-21
IV.2.9. <i>Bag Filter II (H-214)</i>	IV-21
IV.2.10. <i>Bin (F-215)</i>	IV-22
IV.2.11. <i>Pelletizer (S-210)</i>	IV-22
IV.2.12. <i>Rotary Dryer (B-220)</i>	IV-23
IV.2.13. <i>Bag Filter III (H-221)</i>	IV-24
IV.2.14. <i>Belt Conveyor I (J-222)</i>	IV-24
IV.2.15. <i>Screener (H-224)</i>	IV-25
IV.2.16. <i>Air Cooler (E-226)</i>	IV-25
IV.2.17. <i>Condensor (E-311)</i>	IV-26
IV.2.18. <i>Three Phase Separator I (H-310)</i>	IV-27
IV.2.19. <i>Expander (G-312)</i>	IV-27
IV.2.20. <i>Three Phase Separator II (H-320)</i>	IV-28

IV.2.21. Pompa <i>Heavy Liquid</i> (L-313).....	IV-28
IV.2.22. Pompa <i>Light Liquid Liquid</i> (L-322)	IV-29
IV.2.23. <i>Decant Oil Storage</i> (F-111).....	IV-29
IV.2.24. Pompa <i>Decant Oil</i> (L-112).....	IV-30
IV.2.25. Pompa <i>Water Process</i> (L-118)	IV-30
IV.2.26. <i>Compressor Udara</i> (G-115).....	IV-31
IV.2.27. <i>Blower Udara I</i> (G-119)	IV-31
IV.2.28. <i>Flare</i> (Q-321)	IV-32
IV.2.29. <i>Blower Udara II</i> (G-324)	IV-33
BAB V DAFTAR DAN HARGA PERALATAN	V-1
V.1. Reaktor <i>Furnace</i> (R-110)	V-1
V.2. <i>Decant Oil Storage</i> (F-111).....	V-2
V.3. Pompa <i>Decant Oil I</i> (L-112).....	V-3
V.4. <i>Preheater Decant Oil</i> (E-113)	V-4
V.5. <i>Filter Udara I</i> (H-114)	V-5
V.6 <i>Compressor Udara</i> (G-115)	V-5
V.7. <i>Preheater Udara</i> (E-116)	V-6
V.8. <i>Quench Tower</i> (P-117)	V-7
V.9. Pompa <i>Water Process</i> (L-118)	V-7
V.10. <i>Blower Udara I</i> (G-119).....	V-8
V.11. <i>Pelletizer</i> (S-220).....	V-9
V.12. <i>Bag Filter I</i> (H-211).....	V-9
V.13. <i>Micropulverizer</i> (C-212).....	V-10
V.14. <i>Cyclone</i> (H-213)	V-10
V.15. <i>Bag Filter II</i> (H-211)	V-11
V.16. <i>Bin</i> (F-215)	V-12
V.17. <i>Rotary Dryer</i> (B-220)	V-13
V.18. <i>Bag Filter III</i> (H-221).....	V-14
V.19. <i>Belt Conveyor I</i> (J-222)	V-14
V.20. <i>Bucket Elevator</i> (J-223)	V-15
V.21. <i>Screener</i> (H-224)	V-16
V.22. <i>Belt Conveyor II</i> (J-225)	V-16
V.23. <i>Air Cooler</i> (E-226).....	V-17
V.24. <i>Belt Conveyor III</i> (J-227).....	V-17

V.25. <i>Silo</i> (F-228A/B/C)	V-18
V.26. <i>Three Phase Separator I</i> (H-310)	V-19
V.27. <i>Condensor</i> (E-311)	V-19
V.28. <i>Expander</i> (G-312)	V-20
V.29. <i>Pompa Heavy Liquid</i> (L-313)	V-21
V.30. <i>Three Phase Separator II</i> (H-320)	V-22
V.31. <i>Flare</i> (Q-321)	V-22
V.32. <i>Pompa Light Liquid</i> (L-322)	V-23
V.33. <i>Filter Udara II</i> (L-323)	V-24
V.34. <i>Blower Udara II</i> (G-324)	V-24
BAB VI ANALISA EKONOMI	VI-1
VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia	VI-1
VI.1.1. Sistem Organisasi Perusahaan	VI-1
VI.1.2. Struktur Organisasi Perusahaan	VI-2
VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja	VI-9
VI.1.4. Status Karyawan dan Pemberian Gaji	VI-9
VI.2. Utilitas	VI-11
VI.2.1. Unit Pengelolaan Air	VI-11
VI.2.2. Unit Pengelolaan Udara	VI-13
VI.2.3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik	VI-13
VI.2.4. Unit Penyedia Bahan Bakar	VI-13
VI.3. Analisis Ekonomi	VI-14
VI.3.1. Asumsi Perhitungan	VI-14
VI.3.2. Laju Pengembalian Modal (<i>Internal Rate of Return</i> , IRR)	VI-14
VI.3.3. Waktu Pengembalian Modal (<i>Pay Out Time</i> , POT)	VI-15
VI.3.4. Titik Impas (<i>Break Even Point</i> , BEP)	VI-15
BAB VII KESIMPULAN	VII-1
DAFTAR PUSTAKA	xiii
APPENDIKS A PERHITUNGAN NERACA MASSA	
APPENDIKS B PERHITUNGAN NERACA ENERGI	
APPENDIKS C PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN	
APPENDIKS D PERHITUNGAN ANALISIS EKONOMI	

DAFTAR GAMBAR

Gambar II.1.	Peta Lokasi Indramayu	II-4
Gambar III.1.	Ilustrasi Proses <i>Furnace Black</i>	III-2
Gambar III.2.	Uraian Proses <i>Furnace Black</i>	III-2
Gambar III.3.	Ilustrasi Proses <i>Lamp Black</i>	III-3
Gambar III.4.	Blok Diagram Proses <i>Lamp Black</i>	III-3
Gambar III.5.	Ilustrasi Proses <i>Channel Black</i>	III-4
Gambar III.6.	Blok Diagram Proses <i>Channel Black</i>	III-4
Gambar III.7.	Ilustrasi Proses <i>Thermal Black</i>	III-5
Gambar III.8.	Blok Diagram Proses <i>Thermal Black</i>	III-6
Gambar III.9.	Blok Diagram Proses <i>Acetylene Black</i>	III-6
Gambar IV.1.	Blok Diagram Reaktor <i>Furnace</i> (R-110).....	IV-1
Gambar IV.2.	Blok Diagram <i>Quench Tower</i> (P-117)	IV-2
Gambar IV.3.	Blok Diagram <i>Bag Filter</i> I (H-211).....	IV-3
Gambar IV.4.	Blok Diagram <i>Micropulverizer</i> (C-212).....	IV-4
Gambar IV.5.	Sistem Pemisahan Udara	IV-4
Gambar IV.6.	Blok Diagram <i>Bin</i> (F-215).....	IV-6
Gambar IV.7.	Blok Diagram <i>Pelletizer</i> (S-210).....	IV-7
Gambar IV.8.	Blok Diagram <i>Rotary Dryer</i> (B-220)	IV-7
Gambar IV.9.	Blok Diagram <i>Bag Filter</i> III (H-221)	IV-8
Gambar IV.10.	Blok Diagram <i>Screener</i> (H-224)	IV-9
Gambar IV.11.	Blok Diagram <i>Air to Pneumatic and Flare</i>	IV-9
Gambar IV.12.	Blok Diagram <i>Condensor</i> (E-311)	IV-11
Gambar IV.13.	Blok Diagram <i>Three Phase Separator</i> I (H-310)	IV-12
Gambar IV.14.	Blok Diagram <i>Expander</i> (G-312).....	IV-13
Gambar IV.15.	Blok Diagram <i>Three Phase Separator</i> II (H-320).....	IV-14
Gambar IV.16.	Blok Diagram <i>Decant Oil Storage</i> (F-111)	IV-15
Gambar IV.17.	Blok Diagram <i>Flare</i> (Q-321).....	IV-15
Gambar IV.18.	Blok Diagram Reaktor <i>Oil Furnace</i> (R-110)	IV-16
Gambar IV.19.	Blok Diagram <i>Preheater</i> Udara (E-116)	IV-17
Gambar IV.20.	Blok Diagram <i>Preheater Decant Oil</i> (E-113)	IV-18
Gambar IV.21.	Blok Diagram <i>Quench Tower</i> (P-117)	IV-18

Gambar IV.22. Blok Diagram <i>Bag Filter</i> I (H-211).....	IV-19
Gambar IV.23. Blok Diagram <i>Micropulverizer</i> (C-212).....	IV-20
Gambar IV.24. Blok Diagram <i>Pneumatic Conveyor</i>	IV-20
Gambar IV.25. Blok Diagram <i>Cyclone</i> (H-213)	IV-21
Gambar IV.26. Blok Diagram <i>Bag Filter</i> II (H-214)	IV-21
Gambar IV.27. Blok Diagram <i>Bin</i> (F-215).....	IV-22
Gambar IV.28. Blok Diagram <i>Pelletizer</i> (S-210).....	IV-22
Gambar IV.29. Blok Diagram <i>Rotary Dryer</i> (B-220)	IV-23
Gambar IV.30. Blok Diagram <i>Bag Filter</i> III (H-221).....	IV-24
Gambar IV.31. Blok Diagram <i>Belt Conveyor</i> I (J-222)	IV-24
Gambar IV.32. Blok Diagram <i>Screenner</i> (H-224)	IV-25
Gambar IV.33. Blok Diagram <i>Air Cooler</i> (E-226).....	IV-25
Gambar IV.34. Blok Diagram <i>Condensor</i> (E-311)	IV-26
Gambar IV.35. Blok Diagram <i>Three Phase Separator</i> I (H-310)	IV-27
Gambar IV.36. Blok Diagram <i>Expander</i> (G-312).....	IV-27
Gambar IV.37. Blok Diagram <i>Three Phase Separator</i> II (H-320).....	IV-28
Gambar IV.38. Blok Diagram <i>Pompa Heavy Liquid</i> (L-313)	IV-28
Gambar IV.39. Blok Diagram <i>Pompa Light Liquid</i> (L-322).....	IV-29
Gambar IV.40. Blok Diagram <i>Decant Oil Storage</i> (F-111)	IV-29
Gambar IV.41. Blok Diagram <i>Pompa Decant Oil</i> (L-112)	IV-30
Gambar IV.42. Blok Diagram <i>Pompa Water Process</i> (L-118)	IV-30
Gambar IV.43. Blok Diagram <i>Compressor Udara</i> (G-115)	IV-31
Gambar IV.44. Blok Diagram <i>Blower Udara</i> I (G-119).....	IV-31
Gambar IV.45. Blok Diagram <i>Flare</i> (Q-321).....	IV-32
Gambar IV.46. Blok Diagram <i>Blower Udara</i> II (G-324).....	IV-33
Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan.....	VI-3

DAFTAR TABEL

Tabel II.1.	Konsumsi <i>Carbon Black</i>	II-1
Tabel II.2.	Produksi <i>Carbon Black</i> PT. Cabot Indonesia	II-2
Tabel II.3.	Impor <i>Carbon Black</i> Indonesia	II-3
Tabel II.4.	Kondisi Geografis Wilayah Kabupaten Indramayu	II-4
Tabel II.5.	Sifat Fisika <i>Decant Oil</i>	II-5
Tabel II.6.	Sifat Kimia <i>Decant Oil</i>	II-6
Tabel II.7.	Komposisi Gas Alam	II-6
Tabel II.8.	Sifat Fisika <i>Carbon Black</i> Jenis HAF	II-7
Tabel II.9.	Sifat Kimia <i>Carbon Black</i> Jenis HAF.....	II-7
Tabel III.1.	Perbandingan Proses Produksi <i>Carbon Black</i>	III-7
Tabel III.2.	Harga Komoditas	III-8
Tabel IV.1.	Neraca Massa Reaktor <i>Furnace</i> (R-110)	IV-1
Tabel IV.2.	Neraca Massa <i>Quench Tower</i> (P-117)	IV-2
Tabel IV.3.	Neraca Massa <i>Bag Filter</i> I (H-211)	IV-3
Tabel IV.4.	Neraca Massa <i>Micropulverizer</i> (C-212)	IV-4
Tabel IV.5.	Neraca Massa <i>Pneumatic System</i>	IV-5
Tabel IV.6.	Neraca Massa <i>Cyclone</i> (H-213).....	IV-5
Tabel IV.7.	Neraca Massa <i>Bag Filter</i> II (H-214).....	IV-6
Tabel IV.8.	Neraca Massa Sistem <i>Pneumatic-Cyclone-Bag Filter</i>	IV-6
Tabel IV.9.	Neraca Massa <i>Bin</i> (F-215)	IV-7
Tabel IV.10.	Neraca Massa <i>Pelletizer</i> (S-210)	IV-7
Tabel IV.11.	Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (B-220).....	IV-8
Tabel IV.12.	Neraca Massa <i>Bag Filter</i> III (H-221).....	IV-8
Tabel IV.13.	Neraca Massa <i>Screenner</i> (H-224).....	IV-9
Tabel IV.14.	Neraca Massa Aliran Keluar <i>Bag Filter</i> II (H-214).....	IV-10
Tabel IV.15.	Neraca Massa <i>Bag Filter</i> III (H-221).....	IV-10
Tabel IV.16.	Neraca Massa Aliran Air to <i>Pneumatic and Flare</i>	IV-10
Tabel IV.17.	Neraca Massa <i>Condensor</i> (E-311).....	IV-11
Tabel IV.18.	Neraca Massa <i>Three Phase Separator</i> I (H-310).....	IV-12
Tabel IV.19.	Neraca Massa <i>Expander</i> (G-312).....	IV-13
Tabel IV.20.	Neraca Massa <i>Three Phase Separator</i> II (H-320)	IV-14

Tabel IV.21.	Neraca Massa <i>Decant Oil Storage</i> (F-111).....	IV-15
Tabel IV.22.	Neraca Massa <i>Flare</i> (Q-312)	IV-16
Tabel IV.23.	Neraca Energi Reaktor <i>Furnace</i> (R-110).....	IV-17
Tabel IV.24.	Neraca Energi <i>Preheater</i> Udara (E-116)	IV-18
Tabel IV.25.	Neraca Energi <i>Preheater Decant Oil</i> (E-113)	IV-18
Tabel IV.26.	Neraca Energi <i>Quench Tower</i> (P-117).....	IV-19
Tabel IV.27.	Neraca Energi <i>Bag Filter</i> I (H-211).....	IV-19
Tabel IV.28.	Neraca Energi <i>Micropulverizer</i> (C-212).....	IV-20
Tabel IV.29.	Neraca Energi <i>Pneumatic Conveyor</i>	IV-21
Tabel IV.30.	Neraca Energi <i>Cyclone</i> (H-213).....	IV-21
Tabel IV.31.	Neraca Energi <i>Bag Filter</i> II (H-214)	IV-22
Tabel IV.32.	Neraca Energi <i>Bin</i> (F-215).....	IV-22
Tabel IV.33.	Neraca Energi <i>Pelletizer</i> (S-210).....	IV-23
Tabel IV.34.	Neraca Energi <i>Rotary Dryer</i> (B-220)	IV-23
Tabel IV.35.	Neraca Energi <i>Bag Filter</i> III (H-221)	IV-24
Tabel IV.36.	Neraca Energi <i>Belt Conveyor</i> I (J-222).....	IV-25
Tabel IV.37.	Neraca Energi <i>Screener</i> (H-224)	IV-25
Tabel IV.38.	Neraca Energi <i>Air Cooler</i> (E-226).....	IV-26
Tabel IV.39.	Neraca Energi <i>Condensor</i> (E-311).....	IV-26
Tabel IV.40.	Neraca Energi <i>Three Phase Separator</i> I (H-310)	IV-27
Tabel IV.41.	Neraca Energi <i>Expander</i> (G-312)	IV-28
Tabel IV.42.	Neraca Energi <i>Three Phase Separator</i> II (H-320).....	IV-28
Tabel IV.43.	Neraca Energi Pompa <i>Heavy Liquid</i> (L-313)	IV-29
Tabel IV.44.	Neraca Energi Pompa <i>Light Liquid</i> (L-322)	IV-29
Tabel IV.45.	Neraca Energi <i>Decant Oil Storage</i> (F-111)	IV-30
Tabel IV.46.	Neraca Energi Pompa <i>Decant Oil</i> (L-112)	IV-30
Tabel IV.47.	Neraca Energi Pompa <i>Water Process</i> (L-118).....	IV-31
Tabel IV.48.	Neraca Energi <i>Compressor</i> Udara (G-115)	IV-31
Tabel IV.49.	Neraca Energi <i>Blower</i> Udara I (G-119).....	IV-32
Tabel IV.50.	Neraca Energi <i>Flare</i> (Q-321).....	IV-33
Tabel IV.51.	Neraca Energi <i>Blower</i> Udara II (G-324).....	IV-33
Tabel VI.1.	Perincian Jumlah dan Pembagian Gaji Karyawan	VI-10
Tabel VI.2.	Pembagian Jam Kerja Karyawan	VI-11
Tabel VI.3.	Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi	VI-15

BAB I

LATAR BELAKANG

Carbon black merupakan salah satu komoditas yang digunakan sebagai agen penguat dalam ban. Namun, karena sifatnya yang unik, penggunaan *carbon black* kemudian diperluas dalam industri meliputi tinta printer, *toner* mesin fotokopi, *reinforcing agent* pada penggunaan bahan plastik, kertas, dan bahan bangunan. Tujuan penggunaannya sebagai zat pigmen, absorpsi sinar UV, elektronik, dan juga dalam berbagai produk sehari-hari. Seiring dengan semakin tingginya kebutuhan masyarakat terhadap komoditi tersebut, maka permintaan dan kebutuhan *carbon black* di Indonesia juga akan semakin meningkat. Contohnya, dengan semakin tingginya permintaan kendaraan bermotor, menyebabkan meningkatnya kebutuhan dari *carbon black* yang digunakan sebagai *filler* ban.

Meskipun kebutuhan *carbon black* semakin meningkat, namun di Indonesia hanya terdapat satu industri yang memproduksi *carbon black*, yaitu PT. Cabot Indonesia yang berlokasi di Cilegon dan memiliki kapasitas sebesar 150.000 ton/tahun. Tetapi kapasitas produksi tersebut masih belum mampu memenuhi kebutuhan *carbon black* di Indonesia, sehingga masih diperlukan impor *carbon black*. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik, sepanjang tahun 2012-2017 rata-rata impor *carbon black* untuk memenuhi kebutuhan industri di Indonesia terus mengalami kenaikan setiap tahunnya.

Carbon black menurut *Standard Industrial Classification* (SIC), didefinisikan sebagai bahan hitam yang berbentuk bubuk atau granula. Terbentuk melalui proses pirolisis atau pembakaran bahan bakar hidrokarbon seperti minyak, gas, atau *acetylene* dengan suplai udara berlebih. Proses ini dilakukan pada temperatur antara 1.200-1.900 °C (2.192-3.452 °F). Hal ini menghasilkan asap hitam yang komposisinya sebagian besar adalah *carbon black* dalam bentuk partikel kecil dan disertai gas buangnya (*tail gas*). Salah satu contoh hidrokarbon fraksi berat yang dapat digunakan sebagai bahan baku untuk pembuatan *carbon black* adalah *decant oil* yang merupakan hasil *secondary reforming* dari pengolahan *crude oil*. *Decant oil* ini jumlahnya sangat melimpah di Indonesia. Salah satu sumber bahan baku ini adalah *decant oil* yang diproduksi oleh PT. Pertamina (Persero) RU VI Balongan dengan kapasitas produksi sebesar 2.600.000 (dua juta enam ratus ribu) *barrel* per tahun (www.pertamina.com).

Mengingat kebutuhan akan *carbon black* diprediksikan akan terus meningkat dan industri yang ada saat ini belum mampu memenuhi permintaan secara keseluruhan, maka

pendirian pabrik *carbon black* ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan tersebut. Di samping itu, pendirian pabrik juga dapat menciptakan lapangan kerja pada sektor industri serta meningkatkan devisa negara. Ketersediaan bahan baku pembuatan *carbon black* (*decant oil*) yang melimpah di Indonesia juga menjadi salah satu alasan pendirian pabrik ini, apalagi belum banyak industri yang memanfaatkan *decant oil* sebagai bahan baku. Diharapkan dengan mendirikan pabrik *carbon black* menggunakan bahan baku dari *decant oil* dengan kapasitas 90.000 ton/tahun dapat menjadi salah satu solusi untuk mengatasi permasalahan kurangnya *carbon black* di Indonesia.

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1. Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi pabrik baru yang akan dibangun dapat dihitung dengan memperhitungkan besarnya nilai konsumsi *carbon black* di Indonesia pada tahun 2017, besarnya produksi *carbon black* dari pabrik lama yang sudah berdiri sebelumnya serta nilai ekspor dan impor dari *carbon black* itu sendiri. Berdirinya pabrik *carbon black* yang akan mulai memproduksi pada tahun 2022, diharapkan dapat memenuhi kebutuhan akan *carbon black* di Indonesia sehingga mengurangi impor *carbon black* dari negara lain. Berikut merupakan data konsumsi, produksi dari PT. Cabot Indonesia, data impor *carbon black* untuk menghitung kapasitas produksi dari pabrik *carbon black* yang akan beroperasi :

1. Data Konsumsi *Carbon Black*

Tabel II.1. Konsumsi *Carbon Black*

Tahun	Konsumsi <i>Carbon Black</i> (ton)	% Pertumbuhan
2012	225.423,9	
2013	238.939,2	0,0600
2014	270.554,8	0,1323
2015	265.376,9	-0,0191
2016	246.892,8	-0,0697
2017	255.593,0	0,0352
Rata-rata		0,0277

(Laporan Tahunan Kementerian Perindustrian, 2017)

Berdasarkan data Laporan Tahunan Kementerian Perindustrian mengenai konsumsi *carbon black*, dapat dihitung perkiraan konsumsi pada tahun 2022 dengan menggunakan perhitungan *discounted*, yakni :

$$\begin{aligned}
 \text{Konsumsi} &= P (1+i)^n \\
 &= 255.593,0 \text{ ton/tahun } (1+0,0277)^5 \\
 &= 293.071,6 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

2. Data Produksi Pabrik *Carbon Black* yang telah ada

Data pada Tabel II.2. berikut merupakan produksi dari *existing* pabrik *carbon black* yang digunakan untuk industri ban, yakni :

Tabel II.2. Produksi *Carbon Black* PT. Cabot Indonesia

Tahun	Produksi <i>Carbon Black</i> (ton)	% Pertumbuhan
2012	101.523,7	
2013	111.801,6	0,1012
2014	123.120,0	0,1012
2015	135.584,2	0,1012
2016	86.000,0	-0,3657
2017	79.230,0	-0,0787
Rata-rata		-0,0281

(Laporan Tahunan PT. Cabot Indonesia, 2017)

$$\begin{aligned}
 \text{Produksi} &= P (1+i)^n \\
 &= 79.230,0 \text{ ton/tahun } (1+(-0,028))^5 \\
 &= 68.690,9 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

3. Impor *Carbon Black*

Data pada Tabel II.3. berikut merupakan impor *carbon black* yang digunakan untuk industri ban, yakni :

Tabel II.3. Impor *Carbon Black* Indonesia

Tahun	Impor <i>Carbon Black</i> (ton)	% Pertumbuhan
2012	123.900,2	
2013	127.137,6	0,0261
2014	147.434,8	0,01596
2015	129.792,7	-0,1997
2016	160.892,8	0,2396
2017	176.363,0	0,0962
Rata-rata		0,0516

(Badan Pusat Statistik, 2017)

$$\begin{aligned}
 \text{Impor} &= P (1+i)^n \\
 &= 176.363,0 \text{ ton/tahun } (1+0,0516)^5 \\
 &= 226.809,042 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Untuk mengetahui perkiraan kapasitas produksi dari pabrik *carbon black* yang akan didirikan, maka dapat menggunakan persamaan berikut :

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

Keterangan : M_1 = Nilai Impor M_4 = Jumlah Ekspor

$$\begin{aligned} M_2 &= \text{Kapasitas Pabrik Lama} & M_5 &= \text{Konsumsi Dalam Negeri} \\ M_3 &= \text{Kapasitas Pabrik Baru} \end{aligned}$$

Asumsi yang digunakan :

1. Saat pabrik mulai berdiri, maka ekspor = 0
2. Saat pabrik mulai berdiri, nilai impor sejumlah 60 % dari nilai impor mendatang
($M_1 = 0,6 \times M_1$)

Sehingga, didapatkan perkiraan kapasitas produksi pabrik *carbon black* pada tahun 2022 :

$$\begin{aligned} M_1 + M_2 + M_3 &= M_4 + M_5 \\ (0,6 \times 226.809,042) + 68.690,9 + M_3 &= 0 + 293.071,6 \\ M_3 &= 88.295,275 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Dari hasil perhitungan perkiraan kapasitas produksi, dengan mempertimbangkan kapasitas produksi pabrik lama dan kebutuhan masyarakat sendiri yang juga dipenuhi oleh *carbon black* impor dari luar negeri, maka dapat ditetapkan kapasitas produksi *carbon black* kering yang berdiri pada tahun 2022 adalah 90.000 ton/tahun.

II.2. Lokasi Pabrik

Kabupaten Indramayu dipilih sebagai lokasi pabrik *carbon black* yang akan mulai beroperasi pada tahun 2022. Terletak pada bagian utara dari provinsi Jawa Barat dan berbatasan langsung dengan Laut Jawa. Selain itu seluruh wilayahnya merupakan dataran rendah hingga pesisir. Indramayu merupakan kawasan dengan cadangan migas yang cukup besar. Salah satu uji produksi yang dilakukan oleh PT Pertamina EP dapat mengalirkan minyak hingga 1.700 BOPD (*barrel of oil per day*). Di sektor hulu, di Indramayu terdapat beberapa lapangan yang cukup dikenal di industri migas, antara lain PT. Pertamina EP di lapangan Jatibarang. Di sektor hilir, terdapat kilang minyak Balongan, satu dari enam kilang minyak yang ada di Indonesia. Pertimbangan kedua dalam memilih Indramayu sebagai lokasi pabrik adalah karena sasaran pasar produk (*market oriented*). Target utama dari produksi pabrik ini adalah industri ban. Indramayu mempunyai lokasi yang dekat dengan beberapa industri sasaran pemasaran produk, sehingga akan mempermudah akses distribusi produk. Apalagi, dalam beberapa tahun terakhir investasi untuk industri ban meningkat, dan beberapa perusahaan ban asing telah dibangun di Indonesia dan banyak diantaranya dibangun di daerah Jawa Barat dan sekitarnya. Contohnya, *Hankook Tire Corporation* di Bekasi, Jawa Barat dan PT. *Goodyear Tbk* di Bogor, Jawa Barat. Selain itu, PT. *Synthetic Rubber* Indonesia yang merupakan *joint-venture* antara Michelin dan Chandra Asri Petrochemical baru saja merampungkan pembangunan pabrik di provinsi Banten.



Gambar II.1. Peta Lokasi Indramayu

Kabupaten Indramayu sendiri merupakan salah satu jalur pantura (pantai utara) dimana menghubungkan kota-kota besar di Indonesia. Sehingga untuk transportasi dalam pendistribusian produk dapat dilakukan melalui jalur darat. Kabupaten Indramayu berbatasan dengan Laut Jawa di Utara, Kabupaten Cirebon di Tenggara, Kabupaten Majalengka dan Kabupaten Sumedang di Selatan, serta Kabupaten Subang di Barat. Indramayu memiliki garis pantai sepanjang 147 km sehingga memudahkan akses transportasi laut jika diperlukan. Berikut adalah kondisi geografis wilayah Kabupaten Indramayu :

Tabel II.4. Kondisi Geografis Wilayah Kabupaten Indramayu

Parameter	Satuan	Nilai Rata Rata
Kecepatan Angin	km/h	8
Penyinaran Matahari	%	65,3
Suhu	°C	33
Presipitasi	Mm	151,6
<i>Relative Humidity</i>	%	63

(www.weatherbase.com)

II.3. Kualitas Bahan Baku dan Produk

Carbon black dapat dihasilkan dari pembakaran hidrokarbon seperti gas alam, fraksi berat minyak bumi, atau *acetylene*. Karakteristik *carbon black* sangat dipengaruhi oleh

teknologi dalam pembuatannya, dimana teknologi yang digunakan dapat berbeda tergantung dari bahan bakunya. Indonesia merupakan salah satu negara penghasil gas alam dan minyak bumi, sehingga bahan baku untuk pembuatan *carbon black* biasanya memanfaatkan gas alam dan minyak bumi. Namun dalam kenyataannya minyak bumi lebih fleksibel dan potensial untuk dijadikan bahan baku daripada gas alam. *Decant oil* adalah salah satu pilihan yang tepat, karena merupakan *bottom product* dari pemrosesan minyak bumi. Selain itu, *decant oil* juga lebih mudah dan murah untuk ditransportasikan daripada gas alam.

II.3.1. Kualitas Bahan Baku

Decant oil merupakan hidrokarbon yang didefinisikan sebagai persenyawaan molekular dan bagian dari petroleum yang mengandung unsur karbon dan hidrogen. Properti hidrokarbon bergantung dari jumlah dan susunan atom karbon dan hidrogen dalam molekulnya. Molekul hidrokarbon yang paling sederhana adalah metana (CH_4). Tetapi pada industri *carbon black* yang banyak digunakan sebagai *raw material* adalah *heavy hydrocarbon* yang salah satunya adalah *decant oil*. Hal ini disebabkan *yield* yang dihasilkan dari proses pembakaran *heavy hydrocarbon* lebih besar dibandingkan dengan *raw material* lain. *Decant oil* diperoleh dari bagian bawah fraksinasi dalam proses *catalytic cracking*, yakni penguraian molekul senyawa hidrokarbon yang berat, menjadi molekul senyawa hidrokarbon yang lebih kecil dengan menggunakan katalis.

Sifat fisika dan sifat kimia dari *Decant oil* dapat dilihat pada Tabel II.5. dan Tabel II.6., sedangkan komposisi Gas Alam dapat dilihat pada Tabel II.7. berikut ini :

Tabel II.5. Sifat Fisika *Decant Oil*

SIFAT FISIK	NILAI
API Gravity (60 °F)	63,672
Spesifik Gravity (60 °F)	1,047
Densitas (30 °C)	723,6 kg/m ³
Titik Tuang	24
Titik Didih (°C)	343
Titik Flash (°C)	55
Viskositas Kinematik pada 50°C	50 cSt (centiStoke)

(PT. Pertamina (Persero) RU VI Balongan, 2017)

Tabel II.6. Sifat Kimia *Decant Oil*

SIFAT KIMIA	NILAI
$C_{10}H_{22}$ (% wt)	100
Kandungan Sulfur (% wt)	4 max
Kandungan Abu (% wt)	0,1 max
Kandungan Katalis (ppm)	30 max
Sedimen (% wt)	0,15 max

(PT. Pertamina (Persero) RU VI Balongan, 2017)

Tabel II.7. Komposisi Gas Alam

KOMPONEN	JUMLAH (% VOLUME)
CH_4	82,35
C_2H_6	5,22
C_3H_8	2,44
i- C_4H_{10}	0,55
n- C_4H_{10}	0,64
i- C_5H_{12}	0,23
n- C_5H_{12}	0,16
C_6H_{14}	0,36
N_2	0,05
CO_2	8,00

(PT. Pertamina (Persero) RU VI Balongan, 2017)

II.3.2. Ketersediaan Bahan Baku

Decant oil didapatkan dari Pertamina *Refinery* Unit VI Balongan yang merupakan produk dari unit RCC (*Residue Catalytic Cracking*), sedangkan gas alam sebagai bahan bakar diperoleh dari Pertamina EP Jatibarang *Field*. Berdasarkan data dari Pertamina, setiap tahunnya Pertamina menghasilkan 2.600.000 (dua juta enam ratus ribu) *barrel decant oil*.

II.3.3. Spesifikasi Produk

Dalam pembuatan *carbon black* digunakan proses *oil furnace*, terdapat enam jenis *carbon black* yang dihasilkan, yakni *Superabrasion Furnace Black* (SAF), *Intermediate Superabrasion Furnace Black* (ISAF), *High Abrasion Furnace* (HAF), *Fast Extruding*

Furnace (FF), *General Purpose Furnace* (GPF), dan *Semi-Reinforcing Furnace* (SRF). Dari keenam pilihan jenis *carbon black* tersebut untuk produk yang akan dihasilkan pada pabrik ini yaitu jenis *carbon black High Abrasion Furnace*. Jenis ini dipilih karena memiliki *reinforcement strength* dari medium hingga tinggi sehingga cocok digunakan sebagai bahan penguat di ban. Produk yang dihasilkan berbentuk *pellet* dengan spesifikasi produk yang dihasilkan dijelaskan juga melalui analisis neraca massa dan neraca energi. Berikut sifat kimia dan fisika dari *carbon black* jenis HAF :

Tabel II.8. Sifat Fisika *Carbon Black* Jenis HAF

SIFAT	NILAI
Nomor Atom	6
Berat Molekul	12,01 g/mol
Spesifik Gravity pada 20 °C	1,7-1,9
Spesifik Surface Area	75 m ² /g
Kapasitas Panas (25 °C)	0,165 cal/g
Thermal Konduktivitas	0,057 cal/s cm °C
Kekerasan/Hardness (20 °C)	2,9 mohs
Bentuk Kristalografi	Heksagonal
Titik Didih	4830 °C
pH	9
Absorpsi Cahaya	99,8 %
Diameter Partikel	10 mesh
Kandungan VOC pada 950 °C	1,2 %
Warna	Hitam

Tabel II.9. Sifat Kimia *Carbon Black* Jenis HAF

SIFAT KIMIA	NILAI
Kandungan Abu	≤ 0,48 % berat
<i>Carbon</i>	85 - 99,5 % berat
CO ₂	0,05 - 0,2 % berat
CO	0,002 - 0,01 % berat
CH ₄	0,001 - 0,002 % berat
H ₂ O	0,3 - 1,3 % berat
N ₂	0,1 - 0,7 % berat

II.4. Target Pasar

Carbon black merupakan salah satu bahan kimia paling stabil yang ada dan merupakan material nano yang paling banyak digunakan dan agregatnya berukuran dari belasan sampai ratusan nanometer, ukuran tertentu akan memberikan sifat tertentu pada komposit dimana *carbon black* digunakan. Dari *carbon black* yang diproduksi, 94 % dikonsumsi untuk industri karet, khususnya digunakan pada pembuatan ban, yakni berperan untuk menambah kekerasan ban, daya tahan terhadap abrasi (*abrasion resistance*) serta mengurangi kerusakan ban karena panas (*Shreve, 1956*).

Apabila ditinjau dari segi prospeknya, industri ban saat ini semakin berkembang pesat seiring dengan pertumbuhan industri otomotif. Karena setiap tahunnya, kebutuhan masyarakat pada kendaraan bermotor semakin tinggi, sehingga menyebabkan kebutuhan terhadap ban juga semakin tinggi pula. Berdasarkan informasi dari Kementerian Perindustrian RI tahun 2013, industri ban nasional merupakan salah satu komoditi yang mampu berkompetisi di tingkat global dengan pertumbuhan hingga 7 - 8 %.

Oleh karena itu, ditinjau dari kegunaan dan prospek bisnis yang dimiliki, *carbon black* yang akan diproduksi difokuskan untuk digunakan pada industri ban. Apalagi, dalam beberapa tahun terakhir investasi untuk industri ban meningkat tajam, dan beberapa perusahaan ban asing telah dibangun di Indonesia.

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

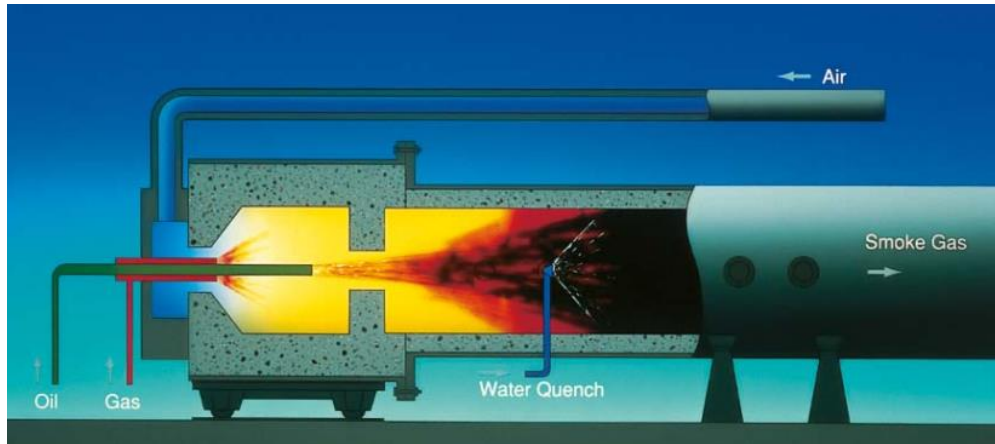
III.1. Proses Pembuatan *Carbon Black*

Terdapat 5 jenis proses pembuatan *carbon black* secara komersial. Jenis proses tersebut dibedakan berdasarkan bahan baku yang digunakan. Pilihan proses yang dapat digunakan yakni, *Furnace Black Process*, *Thermal Black Process*, *Channel Black Process*, *Acetylene Black Process*, dan *Lamp Black Process*. *Furnace Black Process* terdiri dari 2 jenis berdasarkan bahan baku yang digunakan, yakni *Oil Furnace* dengan menggunakan bahan baku *oil hidrocarbon* dan residu, dan *Gas Furnace* dengan menggunakan gas alam sebagai bahan baku. Berikut adalah uraian proses singkat dari keseluruhan pilihan proses pembuatan *Carbon Black* yang dapat digunakan :

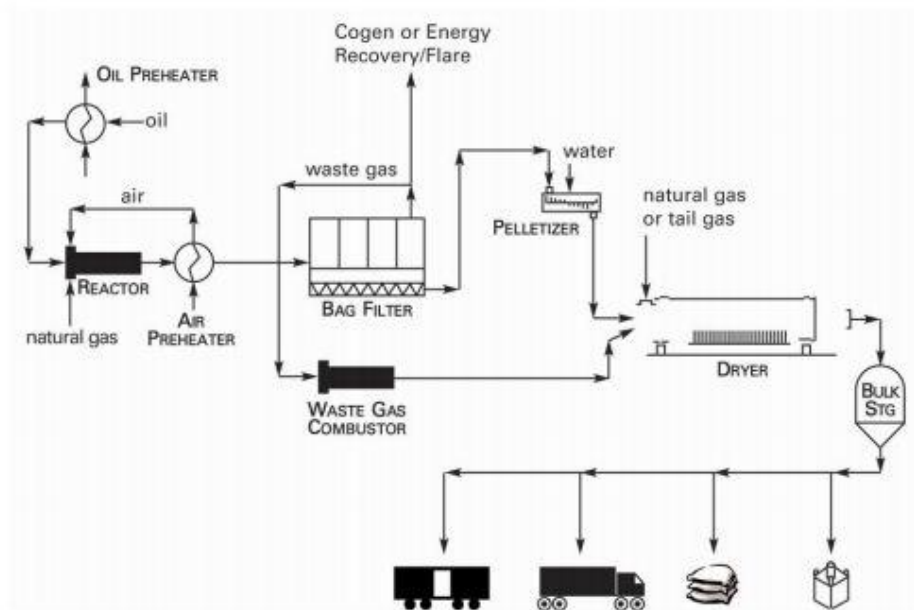
III.1.1. Proses *Furnace Black*

Dalam metode ini pemanasan awal dibutuhkan pada hidrokarbon cair yang digunakan sebagai umpan primer dan udara sebagai bahan baku sekunder pada reaktor. Temperatur di dalam zona pembakaran pada reaktor dengan pirolisis berkisar pada 1.200-1.900 °C. Air primer dibutuhkan untuk mendinginkan gas dan menghentikan proses perengkahan. Selanjutnya, produk reaktor yang mengandung partikel *Carbon* dan selanjutnya didinginkan dalam penukar panas secara berlawanan dengan udara. *Carbon black* kemudian dipisahkan dari aliran gas menggunakan *bag filter* yang dikombinasi dengan *cyclone* sebagai alat pengumpul utama dan sebagai alat pengelompok partikel (*agglomerator*). *Carbon black* yang halus keluar dari *filter* diangkut menggunakan *pneumatic conveyor* menuju tangki penyimpanan.

Untuk *recovery carbon black* akhir sebagai produk pasar dan memudahkan proses penanganan maka dilakukan proses pengompakan. Cara yang lazim digunakan yaitu *pulverizing* (penghancuran), dan *pelletization* (pembentukan butiran). *Carbon black* yang keluar dari alat *wet pelletizer* masih membutuhkan proses pengeringan, menggunakan *rotary dryer*. Metode yang paling banyak digunakan adalah pemanasan tidak langsung dengan pembakaran *tail gas*. Butiran kering disalurkan ke tangki *bulk storage* menggunakan *belt conveyor* dan *bucket elevator*. *Yield* yang dihasilkan pada proses ini adalah 23 – 70 % untuk *Oil Furnace*. Untuk ilustrasi Proses *Furnace Black* dapat dilihat pada Gambar III.1.



Gambar III.1. Ilustrasi Proses *Furnace Black*

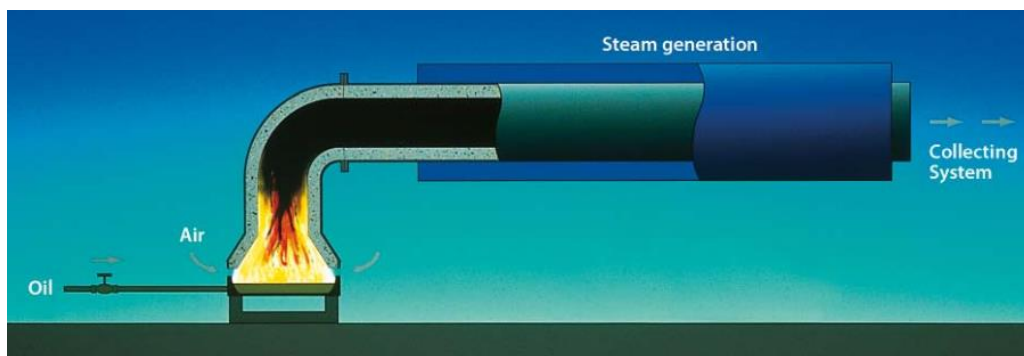


Gambar III.2. Uraian Proses *Furnace Black*

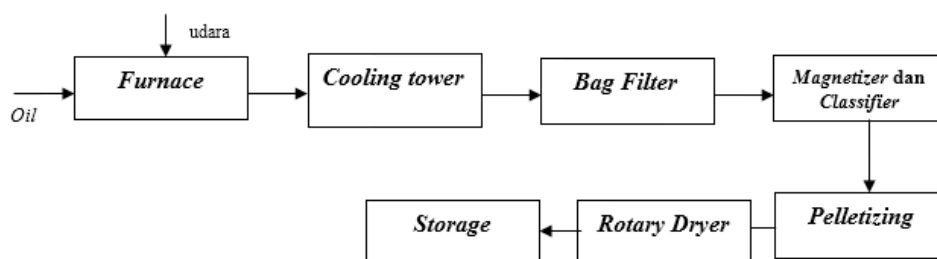
III.1.2. Proses *Lamp Black*

Metode ini adalah metode tertua dalam memproduksi *carbon black* secara komersial. Hidrokarbon aromatik dipanaskan pada *cast iron* (besi tuang/besi cor) yang menampung umpan *liquid*, yang mana dikelilingi oleh bata tahan api. Celah udara antara *cast iron* dan bata tahan api juga keadaan vakum yang terbentuk membantu mengatur ketersediaan udara dan memungkinkan terbentuknya *carbon black* kualitas halus dari proses *Lamp Black*. *Carbon black* dari metode ini digunakan untuk bahan non penguat atau semi penguat pada industri ban dan bahan tinta hitam dengan kecenderungan pemisahan pigmen yang rendah, proses ini hanya kontinu sebagian, *feedstock* yang berupa hidrokarbon aromatik cair dibakar pada tangki baja yang tipis dengan diameter 1,5 m. Minyak dimasukkan secara kontinu untuk

menjaga ketinggian umpan. Gas buang yang dihasilkan mengandung *carbon black*, kemudian dihisap ke dalam pipa keluaran berbentuk kerucut. Pipa ini dilapisi dengan lapisan keramik di bagian dalam dan timbal sebagai sistem pendinginan dan pengumpul. Untuk memisahkan partikel padat, gas proses yang mengandung *carbon black* dilewatkan pada *bag filter* setelah melewati proses pendinginan. Properti dari *carbon black* yang dihasilkan dapat dipengaruhi oleh beberapa faktor yaitu jarak antara tangki dan pipa keluaran, serta jumlah udara yang diserap ke dalam peralatan. Ilustrasi proses *Lamp Black* bisa dilihat pada Gambar III.3.



Gambar III.3. Ilustrasi Proses *Lamp Black*

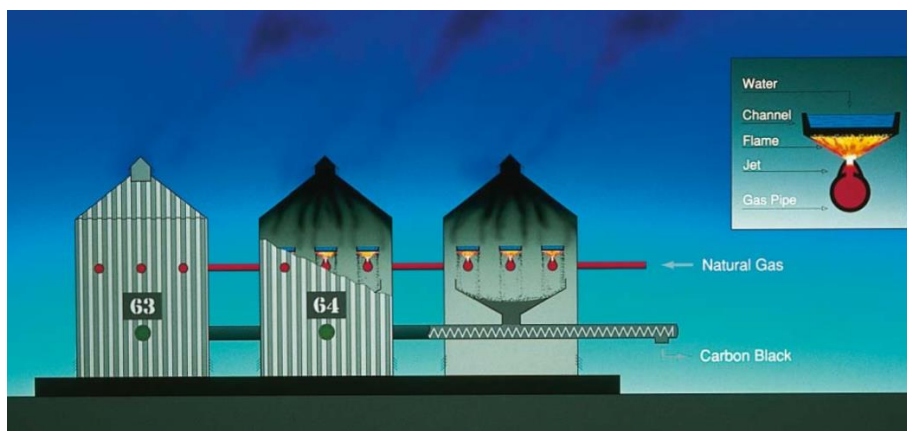


Gambar III.4. Blok Diagram proses *Lamp Black*

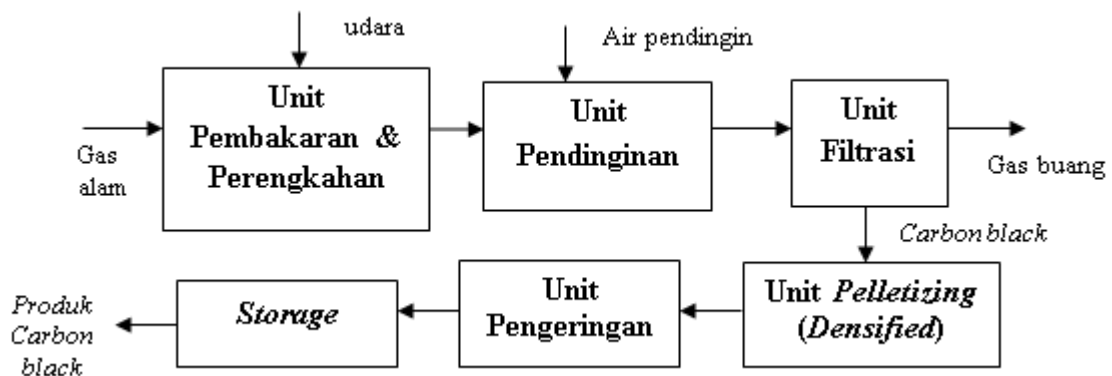
III.1.3. Proses *Channel Black*

Metode ini menggunakan gas alam sebagai umpan primer. *Yield* dari *carbon black* yang dihasilkan adalah 1,6 – 6 %. Metode ini mulai ditinggalkan selain karena *yield* yang dihasilkan sangat terbatas juga karena berbahaya bagi lingkungan disekitarnya, emisi partikel dari *carbon black* menghasilkan asap hitam pekat yang biasanya disebut “*hot house*” dan membuat polusi di sekitar pabrik. Selama prosesnya, ukuran partikel yang dihasilkan bisa diatur dengan mengatur jumlah minyak, gas pembakar, atau udara. Selain itu, properti dari *carbon black* juga ditentukan oleh tipe pembakar.

Api pembakar dikontakkan dengan drum air pendingin (*water cooled drum*). *Carbon black* secara kontinu akan dibersihkan dan dimasukkan ke sistem *pneumatic conveyor* menggunakan sekrup. Pada bagian atas, *fan* menyerap gas buang untuk masuk ke dalam *filter*, yang akan mengumpulkan partikel *carbon black* yang tersuspensi ke dalam gas. Katup pada pipa keluaran dapat mengatur jumlah udara yang masuk ke dalam peralatan. Untuk menghilangkan *impurities* yang kemungkinan terbentuk, gas hasil dari reaktor diklasifikasikan, kemudian melalui proses *pelletized* (pembentukan *pellet*), *densified*, atau oksidasi. Kenaikan oksidasi permukaan akan menaikkan properti *carbon black*. Uraian proses *Channel Black* dapat dilihat pada Gambar III.5.



Gambar III.5. Ilustrasi Proses *Channel Black*



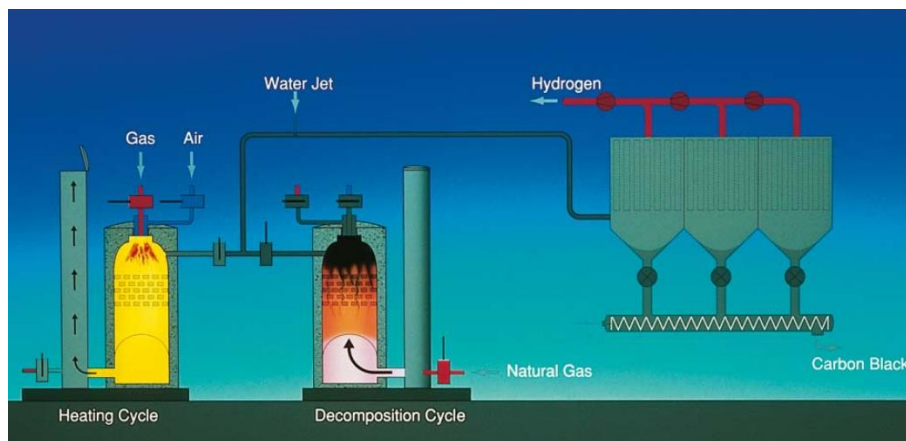
Gambar III.6. Blok Diagram Proses *Channel Black*

III.1.4. Proses *Thermal Black*

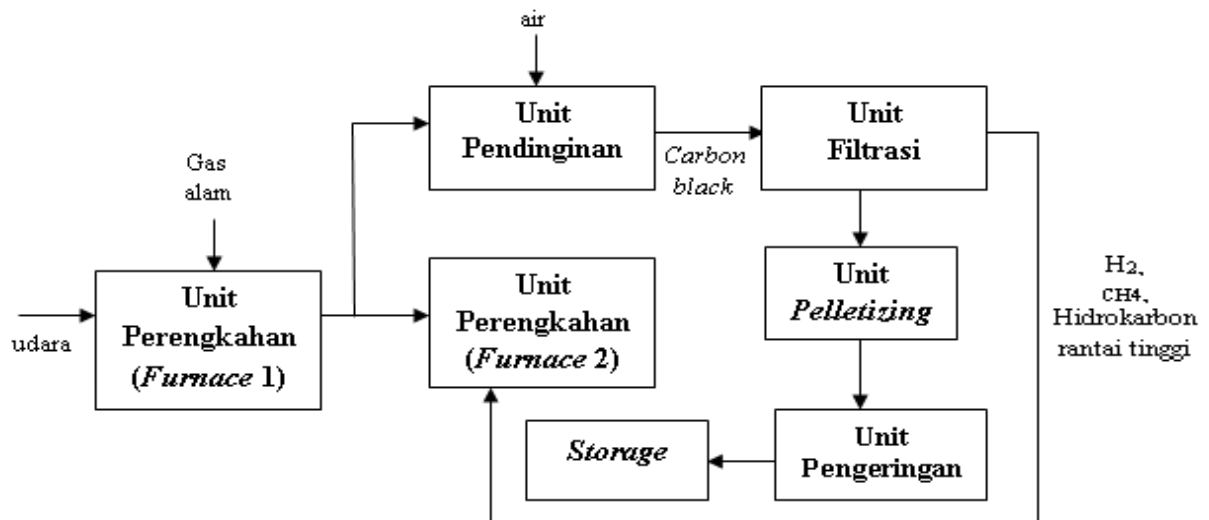
Metode ini merupakan proses siklis atau *non-continuous* dimana hidrokarbon sebagai umpan akan dipecah (perengkahan) secara *thermal*. Biasanya umpan primer yang digunakan adalah gas alam walaupun terkadang juga digunakan minyak bumi dengan *grade*

lebih tinggi. Produk dari *thermal black process* adalah *carbon black* kasar yang biasanya digunakan sebagai bahan penguat pada industri karet. Proses ini menggunakan dua buah reaktor, masing-masing berbentuk silinder mengandung batu tahan api. Salah satu dari reaktor dipanaskan dengan gas alam, minyak atau campuran udara sedangkan reaktor yang lain diberikan umpan primer hingga mengalami dekomposisi *thermal* dan menghasilkan *carbon black* serta hidrogen.

Gas keluaran dari reaktor pertama akan didinginkan dengan *water spray* menjadi 125 °C (257 °F). Partikel *carbon black* yang terbentuk akan dikumpulkan dengan menggunakan *fabric filter*. Gas yang sudah difiltrasi (mengandung 90 % H₂, 6 % CH₄, dan 4 % hidrokarbon rantai tinggi) digunakan untuk memanaskan reaktor kedua. Ketika reaktor pertama menjadi terlalu dingin untuk memecah umpan yang berupa gas alam, maka posisi dari reaktor akan dibalik. Reaktor kedua kemudian digunakan untuk memecah gas alam sementara reaktor kedua dipanaskan. Pembentukan *carbon black* yang relatif lambat pada metode ini menghasilkan partikel kasar berukuran medium yang berkisar antara 300 sampai 500 nm. Sementara itu, partikel yang berukuran lebih kecil (120 – 200 nm) menghasilkan dari umpan berupa gas alam murni yang dilarutkan pada gas *inert* (seperti *hydrogen recycle*). Untuk proses selanjutnya hampir sama dengan *furnace black*, uraian proses *thermal black* dapat dilihat pada Gambar III.7 berikut :



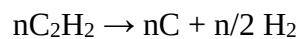
Gambar III.7. Ilustrasi Proses *Thermal Black*



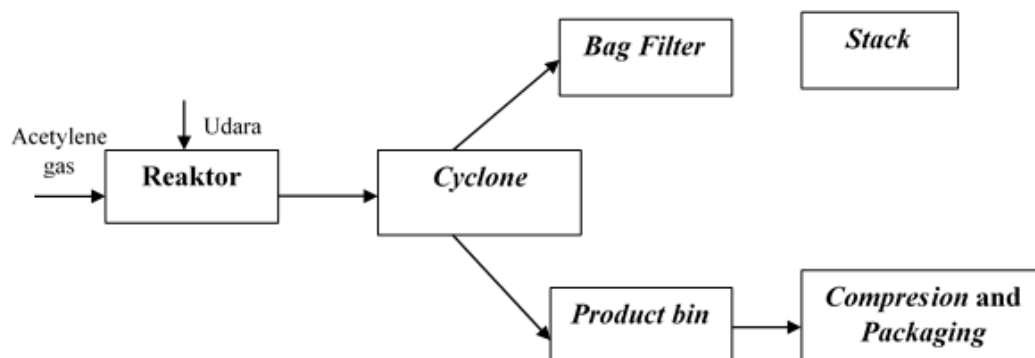
Gambar III.8. Blok Diagram Proses *Thermal Black*

III.1.5. Proses *Acetylene Black*

Metode ini berlangsung secara eksotermik yang sangat tinggi. Asetilen yang mengandung gas dimasukan ke dalam *preheater*, kemudian menuju reaktor silinder yang dilapisi keramik dibagian dalamnya. *Carbon black* yang terbentuk dikumpulkan pada *settling chamber* dan *cyclone*. *Yield* teoritis yang dihasilkan kurang lebih 95 – 99 %. Kelemahan proses ini adalah harga bahan baku yaitu asetilen yang sangat mahal sehingga aplikasinya sangat terbatas dan hasil produksinya biasanya digunakan untuk keperluan tertentu contohnya *drycell*. Proses perengkahan asetilen menjadi karbon adalah sebagai berikut :



Selama prosesnya terjadi penguraian asetilen menjadi karbon dan hydrogen yang kemudian akan mengalami pemisahan pada *bag filter*, blok diagram dapat dilihat pada gambar berikut



Gambar III.9. Blok Diagram Proses *Acetylene Black*

III.2. Seleksi Proses

Dari uraian beberapa jenis proses untuk menghasilkan *carbon black*, dipilih satu proses yang akan memberikan keuntungan dan *benefit* yang terbesar. Pada Proses *Furnace Black*, hidrokarbon *aromatic* dikonversi menjadi *carbon black* yang diinginkan dengan *partial combustion*.

Berikut ini adalah perbandingan dari seluruh proses produksi, apabila ditinjau dari beberapa aspek, yaitu :

Tabel III.1. Perbandingan Proses Produksi *Carbon Black*

FAKTOR	PROSES				
	<i>Channel</i>	<i>Thermal</i>	<i>Oil Furnace</i>	<i>Lamp Black</i>	<i>Acetylene</i>
Raw Material	Gas Alam	Gas Alam	Hidrokarbon	Hidrokarbon	Acetylene
Yield (% C)	1,6 – 6	30 – 45	23 – 70	–	95 – 99
Kebutuhan Energi (dalam 10⁸ J/kg)	12 – 23	0,93 – 1,6	2 – 2,8	–	–
Surface Area (m²/g)	–	6 – 15	12 – 240	15 – 25	15 – 70
Diameter Partikel (µm)	10 – 30	120 – 500	10 – 400	60 – 200	30 – 50
Diameter Agregat (µm)	50 – 200	400 – 600	50 – 400	300 – 600	350 – 400

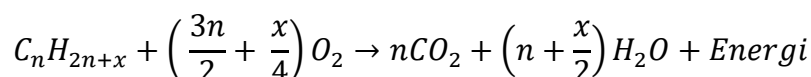
(George T Austin, 1998)

Untuk memilih proses yang akan digunakan untuk pembuatan *carbon black*, dapat dikelompokkan proses-proses diatas berdasarkan bahan baku (*raw material*). Gas alam dapat digunakan dalam dua proses antara lain *Channel* dan *Thermal Black Process*. Diantara kedua proses tersebut dipilih *Thermal Black Process* karena memiliki *yield* yang lebih besar dan kebutuhan energi yang lebih kecil. Hidrokarbon dapat digunakan dalam dua proses juga yaitu *Oil Furnace* dan *Lamp Black Process*, dimana *Oil Furnace* dipilih karenan menghasilkan *yield* yang besar dan kebutuhan energi yang cukup kecil. Selanjutnya, dapat dipilih proses yang paling *profitable* untuk dijalankan, salah satunya adalah dengan menggunakan perhitungan *Economic Potentials* (EP) dari ketiga proses tersebut yang ditinjau dari selisih biaya produk yang dijual dengan biaya yang dibutuhkan untuk membeli reaktan. Dari ketiga proses yang telah dijabarkan sebelumnya, *yield* paling tinggi dapat

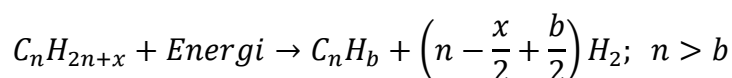
dihasilkan melalui proses *Oil Furnace*, *Thermal*, dan *Acetylene*. Ketiga proses tersebut menggunakan 3 bahan baku yang berbeda untuk memproduksi *carbon black*, yakni hidrokarbon aromatis, gas alam serta *acetylene*.

Dalam produksi *carbon black*, terdapat dua cara utama yang dapat digunakan, yakni melalui reaksi oksidasi parsial (*incomplete combustion*) dan *thermal decomposition*. Pada proses *thermal decomposition*, hidrokarbon tersebut mengalami *cracking* atau pemutusan ikatan hidrokarbon untuk membentuk *carbon black*. Sedangkan, pada *incomplete combustion*, *carbon black* diproduksi dengan menggunakan bahan bakar hidrokarbon seperti *oil* atau gas dengan suplai udara miskin yang menghasilkan energi untuk memecah hidrokarbon (minyak berat atau gas alam) dan menghasilkan *carbon black*. Proses yang menggunakan reaksi oksidasi parsial adalah *oil furnace* dan *lamp black* dengan bahan baku hidrokarbon aromatis, dan *channel* serta *gas furnace* dari gas alam dengan reaksi sebagai berikut :

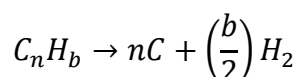
Reaksi Pembakaran :



Reaksi Perengkahan :



Reaksi Sintesis :



Untuk menghitung *Economic Potentials* (EP), dibutuhkan harga bahan baku dan produk, yakni sebagai berikut :

Tabel III.2. Harga Komoditas

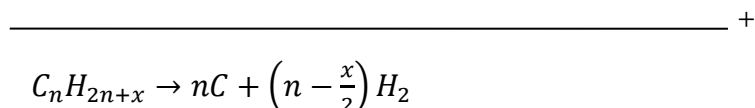
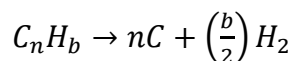
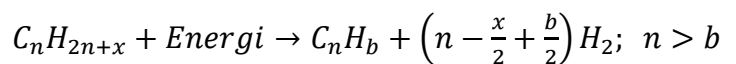
Komoditas	Harga
<i>Decant oil</i>	US\$ 138,18 /ton
Gas alam	US\$ 370,6 /ton
<i>Acetylene</i>	US\$ 600 /ton
<i>Carbon black</i>	US\$ 2.000 /ton

1. EP dengan Reaksi Oksidasi Parsial dari *Decant Oil*

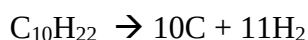
Dengan menggunakan reaksi oksidasi parsial dari *decant oil*, dapat digunakan proses *oil furnace process* atau *lamp black process*. Di dalam *decant oil* yang digunakan dari PT.

Pertamina Balongan, kandungan terbesar dari hidrokarbon tersebut dimiliki oleh $C_{10}H_{22}$. Sebagai asumsi perhitungan, digunakan *yield* sebesar 70 %.

Basis : 1 ton *carbon black*



Sehingga, reaksi yang terjadi :



Produk yang dijual adalah *carbon black*, dan asumsi gas hidrogen tidak dijual. Untuk 1 ton *carbon black* yang diproduksi, dan *yield* 70 %, maka reaktan yang dibutuhkan sebesar:

$$yield = \frac{produk}{reaktan}$$

$$0,7 = \frac{1 \text{ ton}}{reaktan}$$

$$\text{Reaktan} = 1,428 \text{ ton}$$

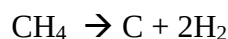
$$EP = (\text{value of product}) - (\text{value of reactant})$$

$$= (2.000 \text{ US\$/ton} \times 1 \text{ ton}) - (138,18 \text{ US\$/ton} \times 1,428 \text{ ton})$$

$$= 1.802,68 \text{ US\$/ton}$$

2. *EP untuk Thermal Black Process*

Dengan menggunakan prinsip reaksi *thermal decomposition* dengan gas alam (komposisi utama yakni metana), dan asumsi *yield* 45 %. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:



Produk yang dijual adalah *carbon black*, dan asumsi gas hidrogen tidak dijual. Untuk 1 ton *carbon black* yang diproduksi, dan *yield* 45%, maka reaktan yang dibutuhkan sebesar 2,2 ton gas alam. Dengan menggunakan langkah yang sama seperti perhitungan sebelumnya, maka EP untuk *Thermal Black Process* :

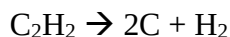
$$EP = (\text{value of product}) - (\text{value of reactant})$$

$$= (2.000 \text{ US\$/ton} \times 1 \text{ ton}) - (370,6 \text{ US\$/ton} \times 2,2 \text{ ton})$$

$$= 1.184,68 \text{ US\$/ton}$$

3. *Acetylene Black Process*

Proses ini juga menggunakan *thermal decomposition*, namun digunakan bahan baku *acetylene* untuk memproduksi *carbon black*, dan digunakan *yield* teoritis 99 %. Reaksi yang terjadi pada proses ini adalah sebagai berikut :



Produk yang dijual adalah *carbon black*, dan asumsi gas hidrogen tidak dijual. Untuk 1 ton *carbon black* yang diproduksi, dan *yield* 99 %, maka reaktan yang dibutuhkan sebesar 1.01 ton gas alam. Dengan menggunakan langkah yang sama seperti perhitungan sebelumnya, maka EP untuk *Acetylene Black Process*:

$$\begin{aligned}\text{EP} &= (\text{value of product}) - (\text{value of reactant}) \\ &= (2.000 \text{ US\$/ton} \times 1 \text{ ton}) - (600 \text{ US\$/ton} \times 1,1 \text{ ton}) \\ &= 1.340 \text{ US\$/ton}\end{aligned}$$

Dari perhitungan *Economic Potentials* dengan menggunakan dasar 3 bahan baku yang berbeda, yakni gas alam, *decant oil*, dan *acetylene*, proses yang paling *profitable* adalah *Oil Furnace Process* dengan reaksi oksidasi parsial dengan menggunakan *decant oil*. Sehingga, proses yang dipilih untuk pembuatan *carbon black* adalah *oil furnace black* dengan bahan baku hidrokarbon aromatis yakni *decant oil* sebagai bahan baku primer.

Pertimbangan lainnya yang dapat digunakan, karena *oil furnace* menghasilkan *range yield* teoritis yang lebih tinggi dibandingkan *lamp black process*, yakni dapat mencapai 70 %. Kedua, dari segi energi yang dibutuhkan lebih sedikit dibandingkan dengan jenis proses lainnya yaitu sekitar $0,93.10^8 - 1,6.10^8$ J/kg. Di sisi lain, dengan menggunakan proses *oil furnace*, produk yang dihasilkan lebih fleksibel variasinya dibandingkan dengan proses lainnya, seperti misalnya pada *acetylene black* yang aplikasinya sangat terbatas. Proses ini digunakan untuk memproduksi > 90 % total *carbon black* di dunia. *Oil furnace process* juga lebih ramah lingkungan karena efektivitas dalam menangkap partikulat yang berpotensi menyebabkan polusi di lingkungan. Apabila ditinjau dari segi bahan baku, proses ini menggunakan *decant oil* sebagai residual *oil* hasil distilasi fraksinasi minyak bumi memiliki jumlah yang berlimpah serta lebih mudah ditransportasikan dari pada gas alam.

III.3. Uraian Proses

Bahan baku utama untuk proses pembuatan *carbon black* yaitu *decant oil* yang disimpan di dalam *Decant Oil Storage* (F-111) sebelum dialirkan ke reaktor. *Decant oil* disuplai dari PT. Pertamina (Persero) RU VI Balongan, sedangkan bahan baku sekunder yang digunakan yakni gas alam disuplai dari Pertamina EP Jatibarang, dan udara yang

diambil langsung dari atmosfer melalui *Compressor* Udara (G-115) yang sebelumnya telah mengalami penyaringan oleh *Filter* Udara I (H-114). Bahan baku sekunder ini akan menjadi bahan bakar *Reactor* (R-110) sehingga terjadi proses perengkahan *decant oil* menjadi *carbon black*. Proses pembuatan *carbon black* ini dibagi menjadi 3 area yaitu *carbon black production*, *product treatment*, dan *decant oil recovery*. Sebelum memasuki *Reactor* (R-110), *decant oil* dipanaskan sampai suhu 150 °C pada *Preheater Decant Oil* (E-113) yang memanfaatkan panas dari produk reaktor. Sedangkan udara akan dipanaskan dengan menggunakan *Preheater* Udara (E-116) hingga suhu 500 °C yaitu suhu yang mendekati suhu operasi reaktor sehingga tidak akan mempengaruhi suhu reaktor apabila suhu udara tersebut berbeda dari suhu reaktor.

Setelah dilakukan *pre-treatment*, *decant oil* masuk ke dalam *Reactor* (R-110) sebagai bahan baku primer dimana akan mengalami proses perengkahan karena panas yang dihasilkan akibat pembakaran gas alam dan udara di dalam reaktor. Reaktor merupakan inti dari keseluruhan proses yang menentukan kualitas dari *carbon black* yang dihasilkan. Suhu reaktor dinaikkan secara bertahap hingga 2.327,53° C dengan cara mengatur udara dan gas alam yang masuk. Gas alam yang dibakar dengan suplai udara menentukan temperatur reaktor sehingga dapat terjadi pirolisis *decant oil*. Reaksi pembakaran tersebut bersifat eksotermis.

Hasil dari reaksi gas alam dengan udara serta panas yang dihasilkan dari zona pembakaran menuju zona kedua yaitu zona pirolisis. Panas yang dihasilkan pada zona pembakaran yang berkisar pada suhu 2.327,53°C, panas ini cukup untuk reaksi pirolisis yang berlangsung pada suhu diatas 1.550°C. Berikutnya, pada zona pirolisis terjadi perengkahan *decant oil* menjadi *carbon black*. Akan terbentuk asap hitam (*black smoke*) yang mengandung *carbon black* dan beberapa komponen seperti lain seperti karbondioksida, karbonmonoksida, hidrogen, dan air. Selanjutnya pada zona *quenching*, air dengan suhu atmosfer akan masuk untuk menghentikan reaksi pirolisis serta mendinginkan hasil dari reaksi hingga suhu sekitar 870 °C. Pendinginan yang dilakukan menggunakan tipe *direct contact* dimana air akan bercampur dengan hasil dari reaksi pirolisis. Panas dari produk reaktor ini yang masih mencapai suhu 870 °C masih cukup tinggi sehingga digunakan untuk pertukaran panas *decant oil* serta udara masuk. Setelah melewati *Preheater* Udara (E-116) dan *Preheater Decant Oil* (E-113) suhu dari produk reaktor menjadi 746,25 °C. Selanjutnya, dilakukan pendinginan kembali pada *Quench Tower* (P-117) hingga suhu produk reaktor mencapai 200 °C. Suhu ini merupakan suhu optimal sebelum memasuki *Bag Filter* I (H-211) karena jika suhu produk reaktor kurang dari 200 °C dikhawatirkan akan terjadi kondensasi.

Pada *Bag Filter* I (H-211) *carbon black* akan dipisahkan dengan aliran gas. Gas yang keluar dari *Bag Filter* I (H-211) akan dimanfaatkan panasnya di *Condensor* (E-311) untuk memanaskan air yang selanjutnya akan dibakar di *Flare* (Q-321) untuk mengurangi volume sisa pembakaran dari reaktor sebelum dibuang ke lingkungan. Gas keluaran dari *Condensor* (E-311) dialirkan ke *Three Phase Separator* I (H-310), hal ini berfungsi untuk memisahkan air, *decant oil*, dan gas. *Decant oil* digunakan kembali sebagai bahan baku menuju *Decant Oil Storage* (F-111) melalui Pompa *Light Liquid* (L-322). Gas yang keluar dari *Three Phase Separator* I (H-310), dimasukkan ke dalam *Expander* (G-312), untuk diturunkan tekanannya, dan kemudian dimasukkan ke dalam *Three Phase Separator* II (H-320). Air yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) dipompa oleh Pompa *Heavy Liquid* (L-313) untuk dipanaskan di *Condensor* (E-311) bersama dengan air dari *water process*. Sementara itu, gas yang keluar dari *Three Phase Separator* II (H-320) dibakar di *Flare* (Q-321).

Carbon black yang merupakan keluaran dari *Bag Filter* I (H-211) akan diseragamkan ukurannya dengan menggunakan *Micropulverizer* (C-212) bersama dengan produk *carbon black* dari *Screener* (H-224) yang *off spec*. *Carbon black* yang telah seragam ukurannya akan dialirkan ke *Cyclone* (H-213) melalui *pneumatic conveyor* dimana dialirkan udara untuk mentransportasikan *carbon black*. Pada *Cyclone* (H-213) terjadi pemisahan kembali antara *carbon black* dengan udara. Untuk mencegah adanya *carbon black* yang terikut dalam aliran gas keluar *Cyclone* (H-213), maka terdapat dua aliran keluar yang pertama menuju ke *Bag Filter* II (H-214) untuk dipisahkan antara *carbon black* dan gas yang masih terkandung di dalamnya, lalu aliran gas menuju ke *Flare* (Q-321), sedangkan *carbon black* hasil filtrasi dari *Bag Filter* II (H-214) ditampung menuju *Bin* (F-215) bersama aliran *carbon black* dari *Cyclone* (H-213).

Carbon black yang ditampung pada *Bin* (F-215) masih memiliki *bulk density* rendah yakni 35 gram/L dan belum memenuhi tingkat kekerasan yang dibutuhkan sesuai dengan permintaan pasar. Sehingga harus dilakukan proses pengompakan (*pelletizing*) pada alat *Pelletizer* (S-210). Jenis proses yang dipilih untuk *pelletizing* adalah *pelletizing wet process* yang dilakukan dengan cara menambahkan air untuk pembentukan butiran (*wet process*). Tujuannya adalah untuk meningkatkan *bulk density partikel* sehingga sesuai dengan spesifikasi *carbon black* tipe HAF, yakni 350 gram/L.

Carbon black yang menjadi *outlet* proses *pelletizing* masih mengandung air dalam kadar yang cukup tinggi sehingga dibutuhkan proses pengeringan menggunakan *Rotary Dryer* (B-220). Proses *drying* dengan menggunakan *rotary dryer* dilakukan dengan tipe

direct contact, terjadi pengurangan kadar H₂O dari 60 % berat *solid* hingga 1 % berat *solid*, sesuai spesifikasi *carbon black* tipe HAF yang dibutuhkan. Panas yang dibutuhkan *dryer* disuplai dari udara yang dipanaskan di *Flare* (Q-321). Pada proses pengeringan, terdapat kemungkinan *carbon black* yang mengalir bersama aliran udara, sehingga dibutuhkan *Bag Filter* III (H-221) untuk menangkap kembali *carbon black*. Gas buang dari *Bag Filter* II (H-214) dan *Bag Filter* III (H-221) akan keluar dan dibakar di *Flare* (Q-213).

Selanjutnya, partikel *carbon black* yang telah berkurang kadar airnya akan melalui *Belt Conveyor* I (J-222) bersama dengan *carbon black* dari *Bag Filter* III (H-221), kemudian dipindahkan dari permukaan lebih rendah menuju permukaan yang lebih tinggi menggunakan alat *Bucket Elevator* (J-223) untuk selanjutnya dilewatkan pada *Screener* (H-224). Pada *Screener* (H-224) *carbon black* yang belum seragam ukurannya akan di *recycle* kembali menuju *Micropulverizer* (C-212) agar ukurannya menjadi homogen, sedangkan *carbon black* yang sudah memenuhi ukuran akan mengalir melalui *Belt Conveyor* II (J-225) menuju *Air Cooler* (E-226) yang bertujuan untuk mendinginkan suhu *carbon black*. Kemudian, dialirkan dengan *Belt Conveyor* III (J-227) menuju *Silo* (F-228) dan siap untuk dipasarkan.

BAB IV

NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

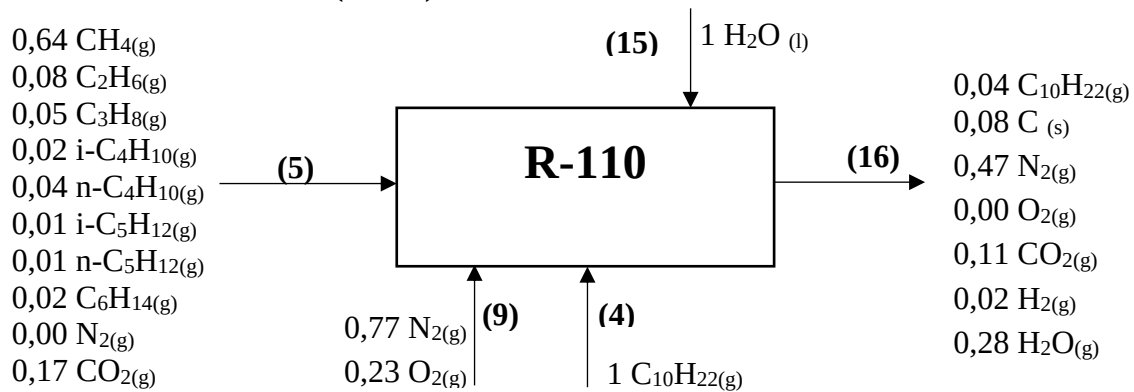
IV.1. Neraca Massa

Basis: Kapasitas produksi pabrik *carbon black* = 90.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi selama 300 hari/tahun, dan 24 jam/hari

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas (ton/jam)} &= \frac{90.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12,5 \text{ ton/jam (12.500 kg/jam)}\end{aligned}$$

IV.1.1. Reaktor *Furnace* (R-110)



Gambar IV.1. Blok Diagram Reaktor *Furnace* (R-110)

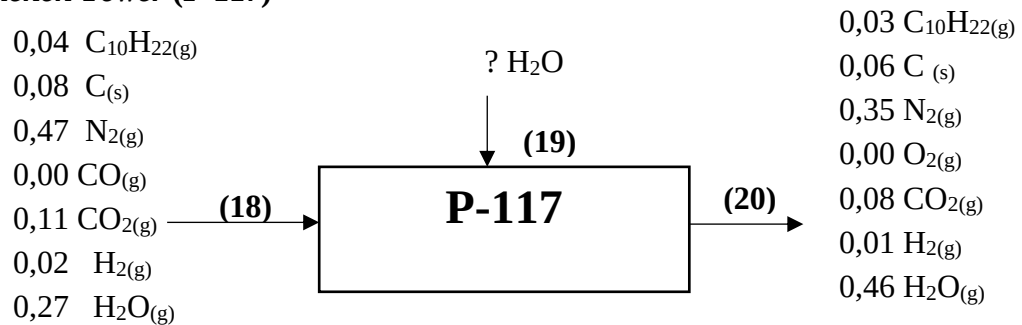
Keterangan : <4> = *Decant oil* <15> = Air
 <5> = Gas alam <16> = Produk Reaktor (R-110)
 <9> = Udara

Tabel IV.1. Neraca Massa Reaktor *Furnace* (R-110)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Generasi	Konsumsi	Aliran Keluar (kg/jam)
	<5>	<4>	<9>	<15>			<16>
CH_{4(g)}	4.241,52	0,00	0,00	0,00	0,00	4.241,52	0,00
C₂H_{6(g)}	504,11	0,00	0,00	0,00	0,00	504,11	0,00
C₃H_{8(g)}	345,61	0,00	0,00	0,00	0,00	345,61	0,00
i-C₄H_{10(g)}	102,69	0,00	0,00	0,00	0,00	102,69	0,00
n-C₄H_{10(g)}	119,49	0,00	0,00	0,00	0,00	119,49	0,00
i-C₅H_{12(g)}	53,31	0,00	0,00	0,00	0,00	53,31	0,00
n-C₅H_{12(g)}	37,08	0,00	0,00	0,00	0,00	37,08	0,00
C₆H_{14(g)}	99,66	0,00	0,00	0,00	0,00	99,66	0,00

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Generasi	Konsumsi	Aliran Keluar (kg/jam)
	<5>	<4>	<9>	<15>			<16>
$C_{10}H_{22(g)}$	0,00	21.130,95	0,00	0,00	0,00	14.791,67	6.339,29
Carbon _(s)	0,00	0,00	0,00	0,00	12.500,00	0,00	12.500,00
$N_{2(g)}$	4,51	0,00	71.207,05	0,00	0,00	0,00	71.211,56
$O_{2(g)}$	0,00	0,00	21.632,52	0,00	0,00	21.575,35	57,17
$CO_{2(g)}$	1.133,13	0,00	0,00	0,00	15.436,09	0,00	16.569,22
$CO_{(g)}$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
$H_{2(g)}$	0,00	0,00	0,00	0,00	2.291,67	0,00	2.291,67
$H_2O_{(g)}$	0,00	0,00	0,00	29.635,50	11.642,74	0,00	41.276,24
Total	6.641,12	21.130,95	92.839,57	29.635,50	41.870,50	41.870,50	150.247,14
	192.117,64					192.117,64	

IV.1.2. Quench Tower (P-117)



Gambar IV.2. Blok Diagram Quench Tower (P-117)

Keterangan : <18> = Produk *Reactor Furnace* (R-110)

<19> = *Water process*

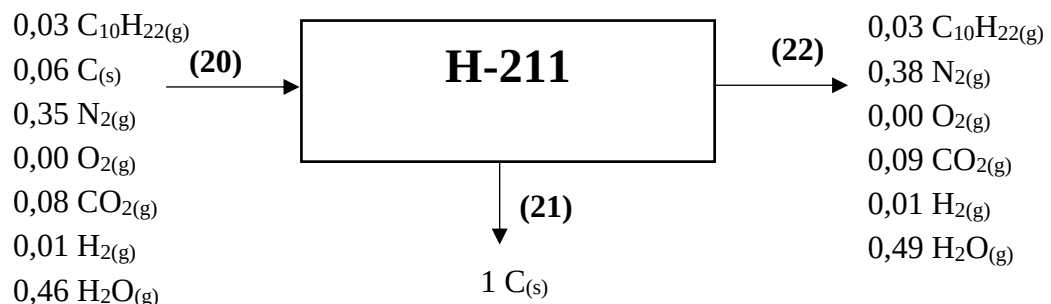
<20> = *Output Quench Tower* (P-117)

Tabel IV.2. Neraca Massa Quench Tower (P-117)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<18>	<19>	<20>
$C_{10}H_{22(g)}$	6.339,29	0,00	6.339,29
$C_{(s)}$	12.500,00	0,00	12.500,00
$N_{2(g)}$	71.211,56	0,00	71.211,56
$O_{2(g)}$	57,17	0,00	57,17
$CO_{2(g)}$	16.569,22	0,00	16.569,22

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<18>	<19>	<20>
H ₂ (g)	2.291,67	0,00	2.291,67
H ₂ O(g)	41.278,24	51.620,28	92.898,52
Total	150.247,14	51.620,28	201.867,43
	201.867,43		201.867,43

IV.1.3. Bag Filter I (H-211)



Gambar IV.3. Blok Diagram Bag Filter I (H-211)

Keterangan : <20> = Outlet Quench Tower (P-117)

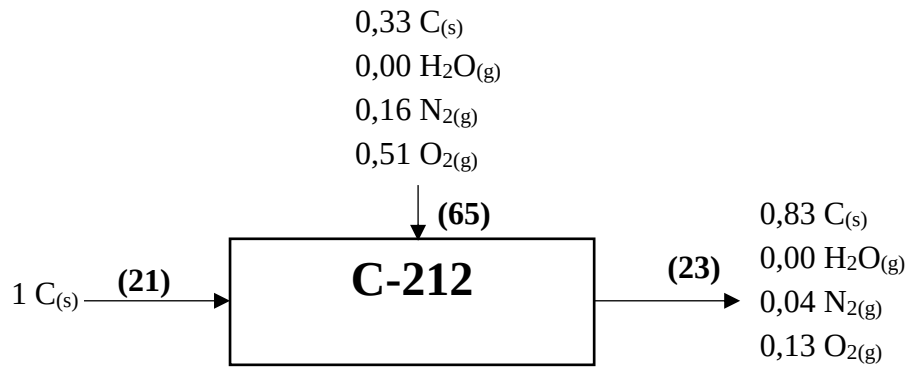
<21> = Aliran carbon black

<22> = Tail gas

Tabel IV.3. Neraca Massa Bag Filter I (H-211)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<20>	<21>	<22>
C ₁₀ H ₂₂ (g)	6.339,29	0,00	6.339,29
C _(s)	12.500,00	12.500,00	0,00
N ₂ (g)	71.211,56	0,00	71.211,56
O ₂ (g)	57,17	0,00	57,17
CO ₂ (g)	16.569,22	0,00	16.569,22
H ₂ (g)	2.291,67	0,00	2.291,67
H ₂ O(g)	92.898,52	0,00	92.898,52
Total	201.867,43	12.500,00	189.367,43
	201.867,43	201.867,43	

IV.1.4. Micropulverizer (C-212)



Gambar IV.4. Blok Diagram *Micropulverizer* (C-212)

Keterangan : <21> = *Carbon black* dari *Bag Filter* I (H-211)

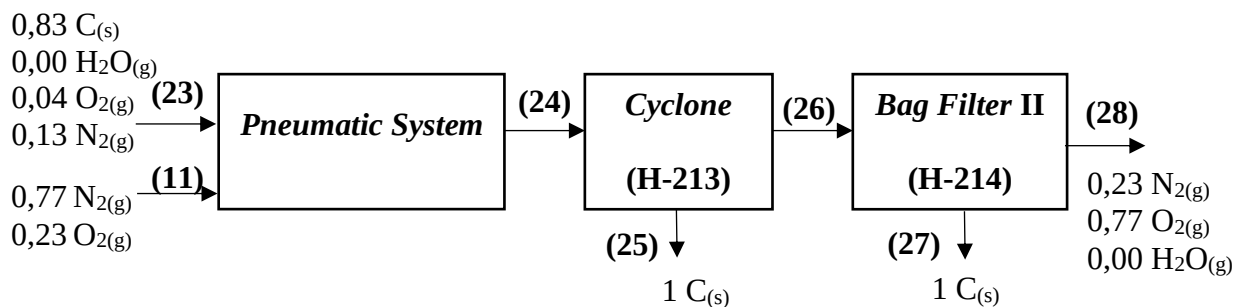
<65> = *Arus recycle*

<22> = *Output Micropulvurizer* (C-212)

Tabel IV.4. Neraca Massa *Micropulverizer* (C-212)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<21>	<65>	<23>
$\text{C}_{(s)}$	12.500,00	1.388,89	13.888,89
$\text{H}_2\text{O}_{(g)}$	0,00	15,45	15,45
$\text{O}_{2(g)}$	0,00	653,72	653,72
$\text{N}_{2(g)}$	0,00	2.151,84	2.151,84
Total	12.500,00	4.209,90	16.709,90
	16.709,90		16.709,90

IV.1.5. *Pneumatic System* – *Cyclone* (H-213) – *Bag Filter* II (H-214)



Gambar IV.5. Sistem Pemisahan Udara

Keterangan :

- <11> = Udara
- <23> = Output Micropulvurizer (C-212)
- <24> = Output pneumatic system
- <26> = Carbon black + udara
- <25> = Carbon black output Cyclone (H-213)
- <28> = Tail gas
- <27> = Carbon black output Bag Filter II (H-214)

Berikut adalah hasil perhitungan detail pada setiap alat :

a. Pneumatic System

Tabel IV.5. Neraca Massa *Pneumatic System*

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<23>	<11>	<24>
C _(s)	13.888,89	0,00	13.888,89
O _{2(g)}	653,73	5.818,77	6.472,49
N _{2(g)}	2.151,84	19.153,45	21.305,28
H ₂ O _(g)	15,45	0,00	15,45
Total	16.709,90	24.972,22	41.682,12
	41.682,12		41.682,12

b. Cyclone (H-213)

Tabel IV.6. Neraca Massa *Cyclone (H-213)*

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<24>	<26>	<25>
C (s)	13.888,89	694,44	13.194,44
O ₂ (g)	6.472,49	6.472,49	0,00
N ₂ (g)	21.305,28	21.305,28	0,00
H ₂ O _(g)	15,45	15,45	0,00
Total	41.682,12	28.487,67	13.194,44
	41.682,12	41.682,12	

c. *Bag Filter II* (H-214)

Tabel IV.7. Neraca Massa *Bag Filter II* (H-214)

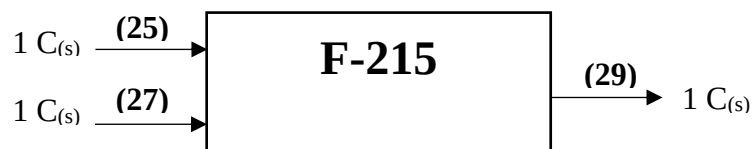
Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
		<26>	<27>
C_(s)	694,44	0,00	694,44
O_{2(g)}	6.472,49	6.472,49	0,00
N_{2(g)}	21.305,28	21.305,28	0,00
H₂O_(g)	15,45	15,44	0,00
Total	28.487,67	27.793,23	694,44
	28.487,67	28.487,67	

Berikut adalah neraca massa *overall* yang terjadi pada sistem :

Tabel IV.8. Neraca Massa Sistem *Pneumatic – Cyclone – Bag Filter*

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)		
	<23>	<11>	<28>	<27>	<25>
C_(s)	13.888,89	0,00	0,00	694,44	13.194,44
O_{2(g)}	653,73	5.818,77	6.472,49	0,00	0,00
N_{2(g)}	2.151,84	19.153,45	21.305,28	0,00	0,00
H₂O_(g)	15,45	0,00	15,44	0,00	0,00
Total	16.709,90	24.972,22	27.793,23	694,44	13.194,44
	41.682,12		41.682,12		

IV.1.6. Bin (F-215)



Gambar IV.6. Blok Diagram *Bin* (F-215)

Keterangan : <27> = *Carbon black outlet Bag Filter II* (H-214)

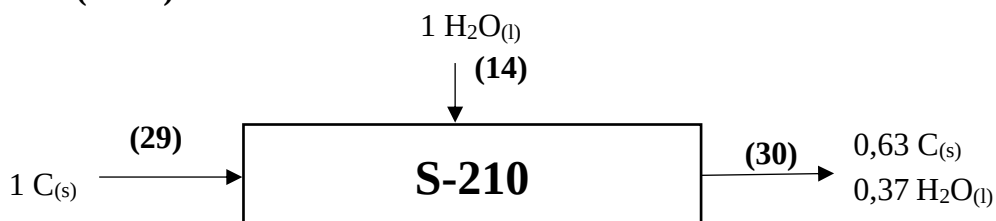
<25> = *Carbon black outlet Cyclone* (H-213)

<29> = *Total carbon black*

Tabel IV.9 Neraca Massa *Bin* (F-215)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<27>	<25>	<29>
$C_{(s)}$	694,44	13.194,44	13.888,89
$H_2O_{(g)}$	0,00	0,00	0,00
Total	694,44	13.194,44	13.888,89
	13.888,89		13.888,89

IV.1.7. Pelletizer (S-210)



Gambar IV.7. Blok Diagram *Pelletizer* (S-210)

Keterangan : <29> = *Carbon Black output Bin* (F-215)

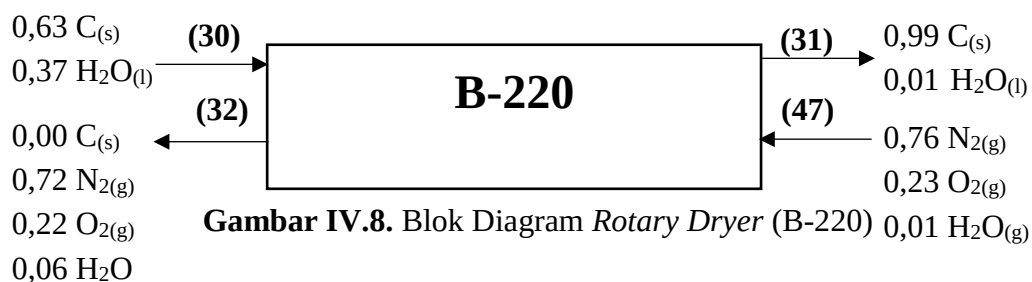
<14> = *Water process*

<30> = *Carbon black output Pelletizer* (S-210)

Tabel IV.10. Neraca Massa *Pelletizer* (S-210)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<29>	<14>	<30>
$C_{(s)}$	13.888,89	0,00	13.888,89
$H_2O_{(l)}$	0,00	8.333,33	8.333,33
Total	13.888,89	8.333,33	22.222,22
	22.222,22		22.222,22

IV.1.8. Rotary Dryer (B-220)



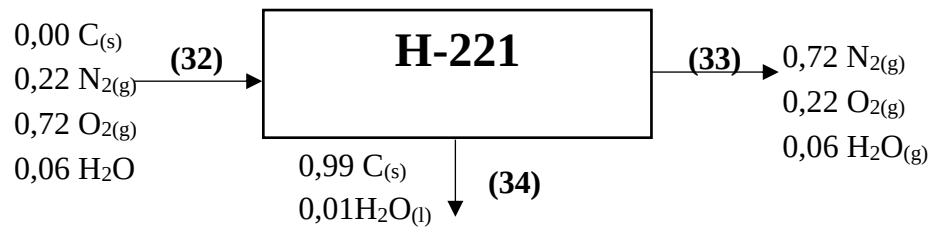
Gambar IV.8. Blok Diagram *Rotary Dryer* (B-220)

Keterangan : <30> = Carbon black inlet <31> = Carbon black outlet
 <47> = Udara inlet <32> = Udara outlet

Tabel IV.11. Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-220)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)	
	<30>	<47>	<31>	<32>
C_(s)	13.888,89	0,00	13.472,22	416,67
O_{2(g)}	0,00	109.162,20	0,00	109.162,20
N_{2(g)}	0,00	359.325,70	0,00	359.325,70
H₂O_(l)	0,00	0,00	0,00	4,17
H₂O_(g)	8.333,33	7.027,3	134,72	15.221,77
Total	22.222,22	475.515,20	13.606,94	484.130,48
	497.737,42		497.737,42	

IV.1.9. *Bag Filter* III (H-221)



Gambar IV.9. Blok Diagram *Bag Filter* III (H-221)

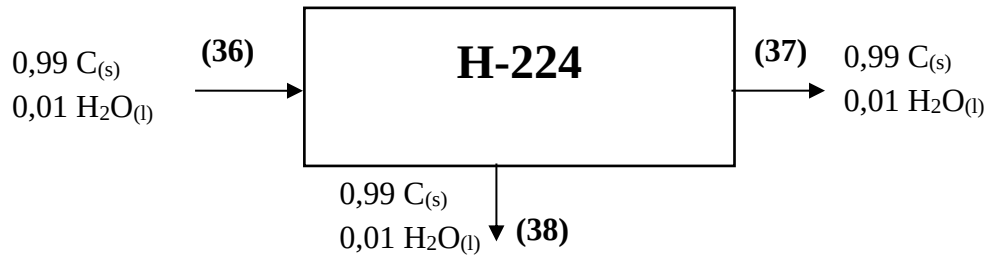
Keterangan : <32> = Inlet gas dari *Rotary Dryer* (B-220)
 <33> = Outlet gas *Bag Filter* III (H-221)
 <34> = Outlet carbon black

Tabel IV.12. Neraca Massa *Bag Filter* III (H-221)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<32>	<33>	<34>
C_(s)	416,67	0,00	416,67
O_{2(g)}	109.162,20	109.162,20	0,00
N_{2(g)}	359.325,70	359.325,70	0,00
H₂O_(l)	4,17	0,00	4,17

Komponen	Aliran Keluar (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<32>	<33>	<34>
H ₂ O _(g)	15.221,77	15.221,77	0,00
Total	484.130,48	483.709,65	420,83
	484.130,48	484.130,48	

IV.1.10. Screener (H-224)



Gambar IV.10. Blok Diagram Screener (H-224)

Keterangan : <36> = Inlet Screener (H-224)

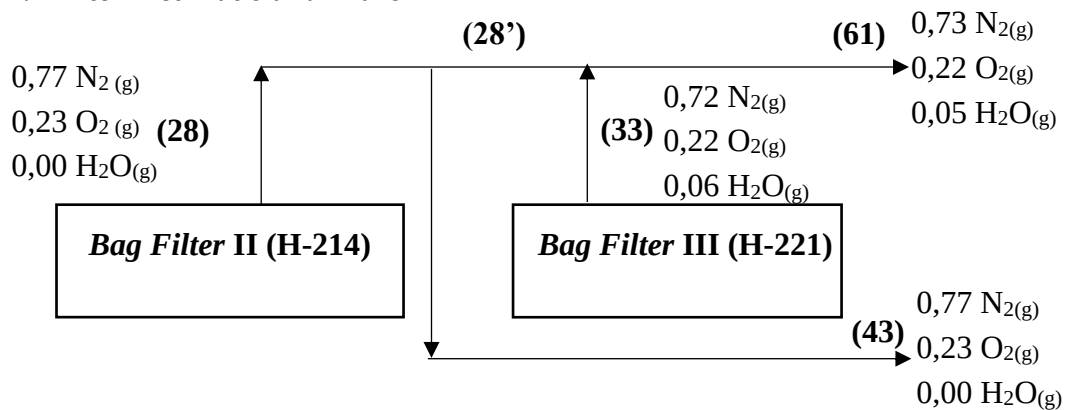
<38> = Outlet on spec

<37> = Outlet off spec

Tabel IV.13. Neraca Massa Screener (H-224)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<36>	<37>	<38>
C _(s)	13.888,89	1.388,89	12.500,00
H ₂ O _(l)	138,89	13,89	125,00
Total	14.027,78	1.402,78	12.625,00
	14.027,78	14.027,78	

IV.1.11. Air to Pneumatic and Flare



Gambar IV.11. Blok Diagram Air to Pneumatic and Flare

Keterangan : <28> = Output Bag Filter II <61> = Udara ke Flare
 <33> = Output Bag Filter III <28'> = Udara sisa output Bag Filter II
 <43> = Udara *pneumatic recycle*

Berikut adalah hasil perhitungan detail pada aliran udara :

a. Aliran Keluar Bag Filter II

Tabel IV.14. Neraca Massa Aliran Keluar Bag Filter II (H-214)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	<28>	<43>	<28'>
N ₂ (g)	21.305,28	2.151,84	19.153,45
O ₂ (g)	6.472,49	653,72	5.818,77
H ₂ O (g)	15,45	1,56	13,89
Total	27.793,23	2.807,12	24.986,11
	27.793,23	27.793,23	

b. Aliran Keluar Bag Filter III

Tabel IV.15. Neraca Massa Bag Filter III (H-221)

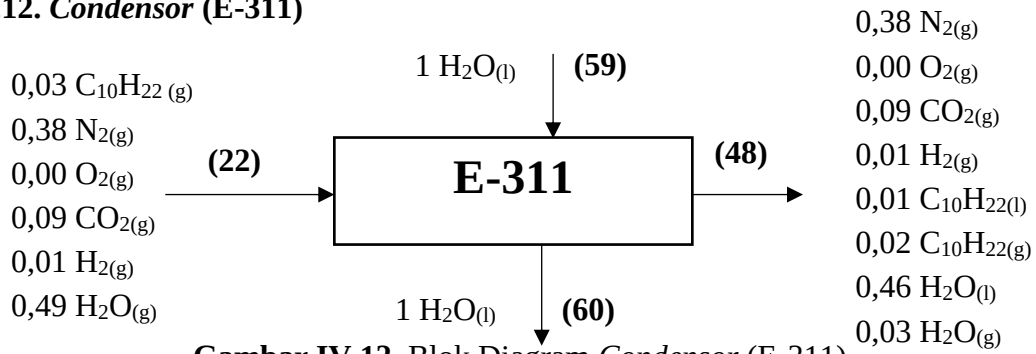
Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	<28'>	<33>	<61>
N ₂ (g)	19.153,45	359.325,7	378.479,14
O ₂ (g)	5.818,77	109.162,20	114.980,70
H ₂ O(g)	13,89	15.221,77	15.235,66
Total	24.986,11	483.709,65	508.695,76
	508.695,76		508.695,76

c. Aliran Air to Pneumatic and Flare

Tabel IV.16. Neraca Massa Aliran Air to Pneumatic and Flare

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)	
	<28>	<33>	<43>	<61>
N ₂ (g)	21.305,28	359.325,7	2.151,84	378.479,14
O ₂ (g)	6.472,49	109.162,2	653,72	114.980,70
H ₂ O (g)	15,45	15.221,77	1,56	15.235,66
Total	27.793,23	483.709,65	2.807,12	508.695,76
	511.502,88		511.502,88	

IV.1.12. Condensor (E-311)



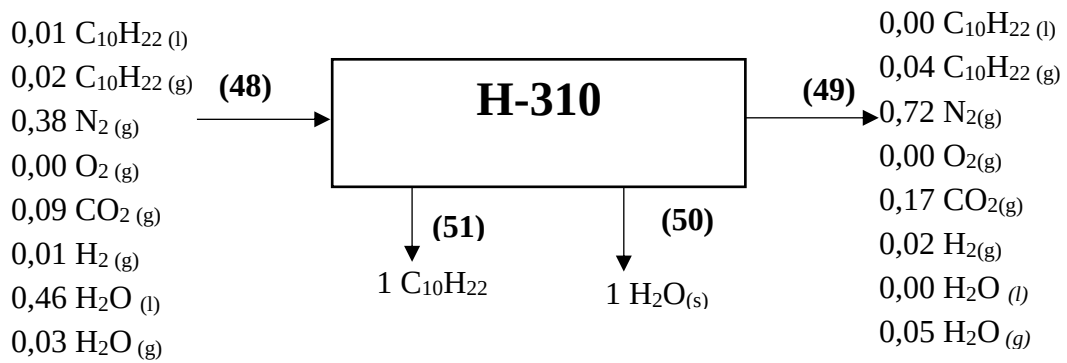
Gambar IV.12. Blok Diagram Condensor (E-311)

Keterangan : <22> = Outlet gas dari Bag Filter I (H-211)
 <48> = Outlet gas Condensor (E-311)
 <59> = Inlet air pendingin
 <60> = Outlet air Condensor (E-311)

Tabel IV.17. Neraca Massa Condensor (E-311)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)	
	<22>	<59>	<48>	<60>
N _{2(g)}	71.211,56	0,00	71.211,56	0,00
O _{2(g)}	57,17	0,00	57,17	0,00
CO _{2(g)}	16.569,22	0,00	16.569,22	0,00
H ₂ O(l)	0,00	101.092,57	87.466,32	101.092,57
H ₂ O(g)	92.898,52	0,00	5.432,20	0,00
C ₁₀ H _{22(l)}	0,00	0,00	2.548,90	0,00
C ₁₀ H _{22(g)}	6.339,29	0,00	3.790,39	0,00
H _{2(g)}	2.291,67	0,00	2.291,67	0,00
Total	189.367,43	101.092,57	189.367,43	101.092,57
	290.459,99		290.459,99	

IV.1.13. Three Phase Separator I (H-310)



Gambar IV.13. Blok Diagram *Three Phase Separator I* (H-310)

Keterangan :

<48> = Intlet gas dari Condensor

<50> = Water recovery

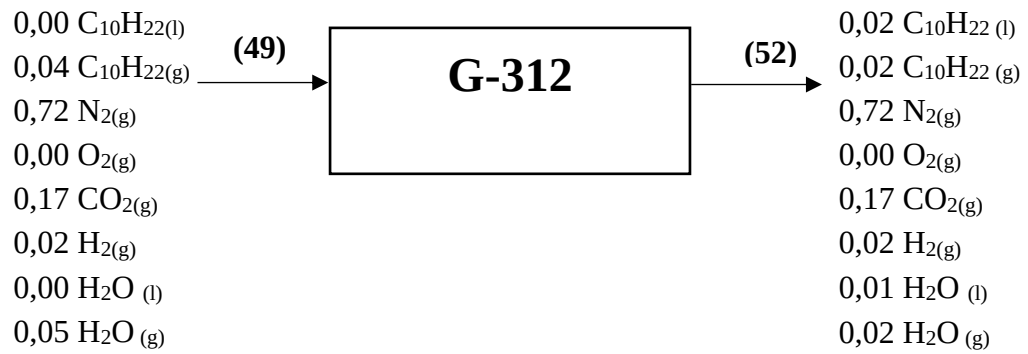
<49> = Outlet gas

<51> = Decant oil recovery

Tabel IV.18. Neraca Massa *Three Phase Separator I* (H-310)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)		
	<48>	<49>	<51>	<50>
N ₂ (g)	71.211,56	71.211,56	0,00	0,00
O ₂ (g)	57,17	57,17	0,00	0,00
CO ₂ (g)	16.569,22	16.569,22	0,00	0,00
H ₂ O(l)	87.466,32	0,00	0,00	87.466,32
H ₂ O(g)	5.432,20	5.432,20	0,00	0,00
C ₁₀ H ₂₂ (l)	2.548,90	0,00	2.548,90	0,00
C ₁₀ H ₂₂ (g)	3.790,39	3.790,39	0,00	0,00
H ₂ (g)	2.291,67	2.291,67	0,00	0,00
Total	189.367,43	99.352,21	2.548,90	87.466,32
	189.367,43	189.367,43		

IV.1.14. Expander (G-312)



Gambar IV.14. Blok Diagram *Expander* (G-312)

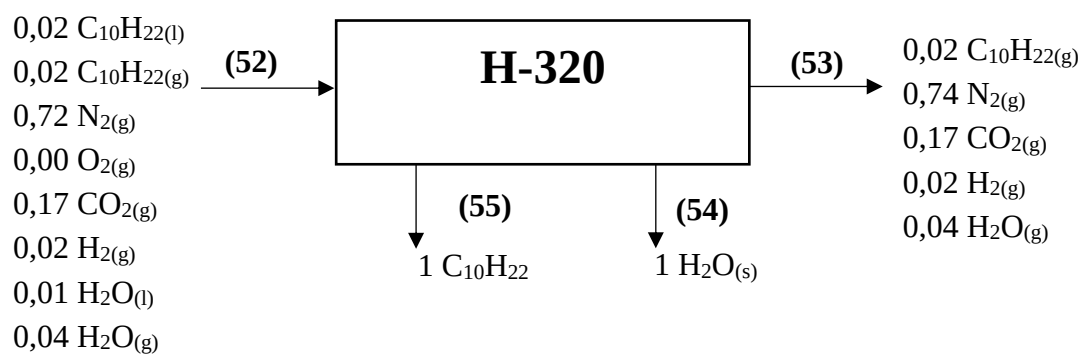
Keterangan : <49> = *Inlet gas*

<52> = *Outlet gas*

Tabel IV.19. Neraca Massa *Expander* (G-312)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)
	<49>	<52>
N ₂ (g)	71.211,56	71.211,56
O ₂ (g)	57,17	57,17
CO ₂ (g)	16.569,22	16.569,22
H ₂ O(l)	0,00	1.706,94
H ₂ O(g)	5.432,20	3.725,26
C ₁₀ H ₂₂ (l)	0,00	1.516,56
C ₁₀ H ₂₂ (g)	3.790,39	2.273,83
H ₂ (g)	2.291,67	2.291,67
Total	99.352,21	99.352,21
	99.352,21	99.352,21

IV.1.15. Three Phase Separator II (H-320)



Gambar IV.15. Blok Diagram *Three Phase Separator II* (H-320)

Keterangan : <52> = Inlet gas dari *Expander* (E-312)

<53> = Outlet gas *Three Phase Separator II* (H-320)

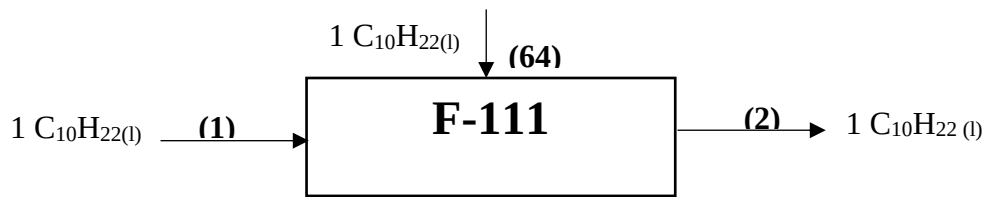
<54> = Water recovery

<55> = Decant oil recovery

Tabel IV.20. Neraca Massa *Three Phase Separator II* (H-320)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)		
	<52>	<53>	<54>	<55>
N_2	71.211,56	71.211,56	0,00	0,00
O_2	57,17	57,17	0,00	0,00
CO_2	16.569,22	16.569,22	0,00	0,00
H_2O (l)	1.706,94	0,00	0,00	1.706,94
H_2O (g)	3.725,26	3.725,26	0,00	0,00
$C_{10}H_{22}$ (l)	1.516,56	0,00	1.516,56	0,00
$C_{10}H_{22}$ (g)	2.273,83	2.273,83	0,00	0,00
H_2	2.291,67	2.291,67	0,00	0,00
Total	99.352,21	96.128,71	1.516,56	1.706,94
	99.352,21	99.352,21		

IV.1.16. Decant Oil Storage (F-111)



Gambar IV.16. Blok Diagram *Decant Oil Storage* (F-111)

Keterangan: <1> = *Fresh feed decant Oil*

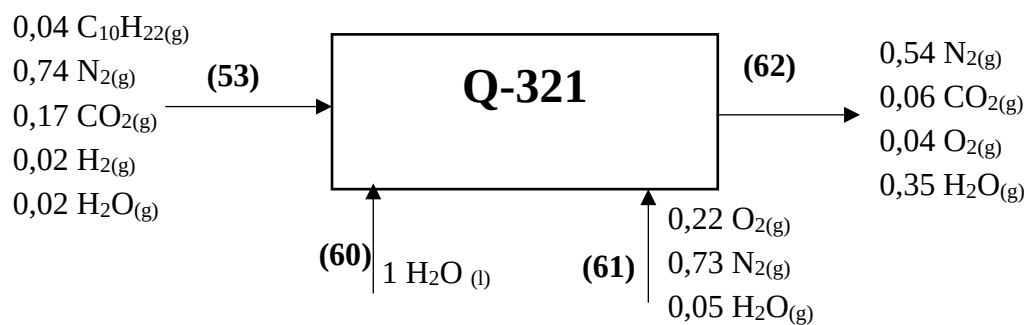
<64> = *Decant oil hasil recovery*

<2> = *Output Decant Oil Storage* (F-111)

Tabel IV.21. Neraca Massa *Decant Oil Storage* (F-111)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)
	Aliran 32	Aliran 34	Aliran 33
	<32>	<34>	<33>
$C_{10}H_{22}(l)$	4.065,46	17.065,49	21.130,95
Total	174.011,88	173.591,05	21.130,95
	21.130,95		21.130,95

IV.1.17. Flare (Q-321)



Gambar IV.17. Blok Diagram *Flare* (Q-321)

Keterangan : <53> = *Outlet gas Three Phase Separator II* (H-320)

<60> = *Vapour dari Condensor* (E-311)

<61> = *Udara*

<62> = *Outlet Flare* (Q-321)

Tabel IV.22. Neraca Massa *Flare* (Q-312)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)			Generasi	Konsumsi	Aliran Keluar (kg/jam)
	<53>	<60>	<61>			<62>
N ₂ (g)	71.211,56	0,00	144.136,29	0,00	0,00	215.347,85
O ₂ (g)	57,17	0,00	43.788,24	0,00	26.275,71	17.569,70
CO ₂ (g)	16.569,22	0,00	0,00	7.045,66	0,00	23.614,88
H ₂ O (l)	0,00	101.092,57	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O (g)	3.725,26	0,00	10.652,62	23.795,55	0,00	139.265,99
C ₁₀ H ₂₂ (l)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H ₂₂ (g)	2.273,83	0,00	0,00	0,00	2.273,83	0,00
H ₂ (g)	2.291,67	0,00	0,00	0,00	2.291,67	0,00
Total	96.128,71	101.092,57	198.577,15	30.841,20	30.841,20	395.798,42
	426.639,63				426.639,63	

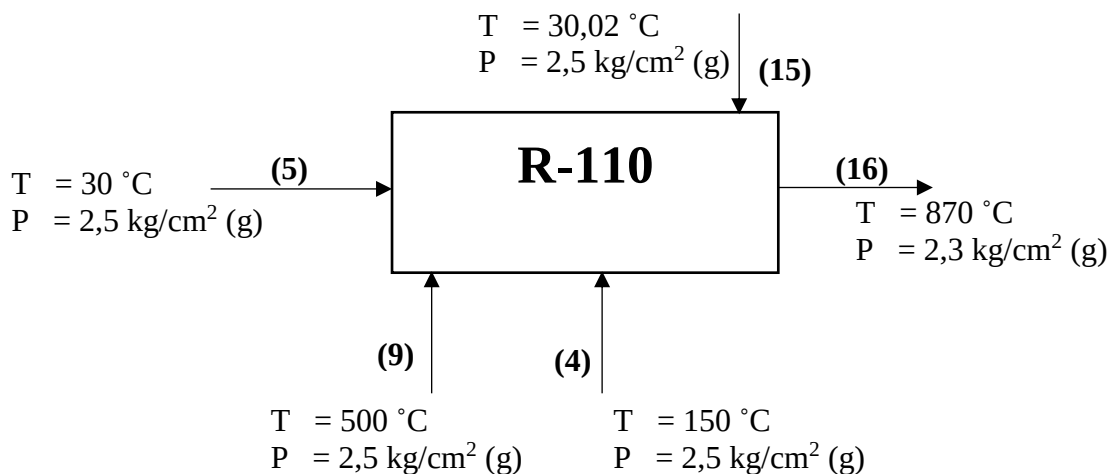
IV.2. Neraca Panas

Basis: Kapasitas produksi pabrik *carbon black* = 90.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi selama 300 hari/tahun, dan 24 jam/hari

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas (ton/jam)} &= \frac{90.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12,5 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

IV.2.1. Reaktor *Furnace* (R-110)



Gambar IV.18. Blok Diagram Reaktor *Oil Furnace* (R-110)

Keterangan :

<4> = *Decant oil*

<5> = Gas alam

<9> = Udara

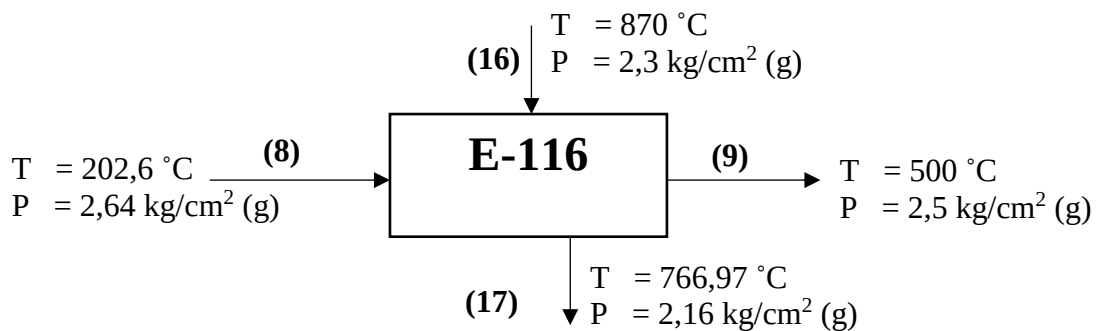
<15> = Air

<16> = Produk *Reactor* (F-111)

Tabel IV.23. Neraca Energi Reaktor *Oil Furnace* (R-110)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<5>	$-3,30 \times 10^7$	H<16>	$-4,96 \times 10^8$
H<9>	$4,64 \times 10^7$		
H<4>	$-3,86 \times 10^7$		
H<15>	$-4,71 \times 10^8$		
Total	$-4,96 \times 10^8$	Total	$-4,96 \times 10^8$

IV.2.2. *Preheater* Udara (E-116)



Gambar IV.19. Blok Diagram *Preheater* Udara (E-116)

Keterangan :

<8> = Aliran udara (*cold*)

<9> = Aliran udara (*hot*)

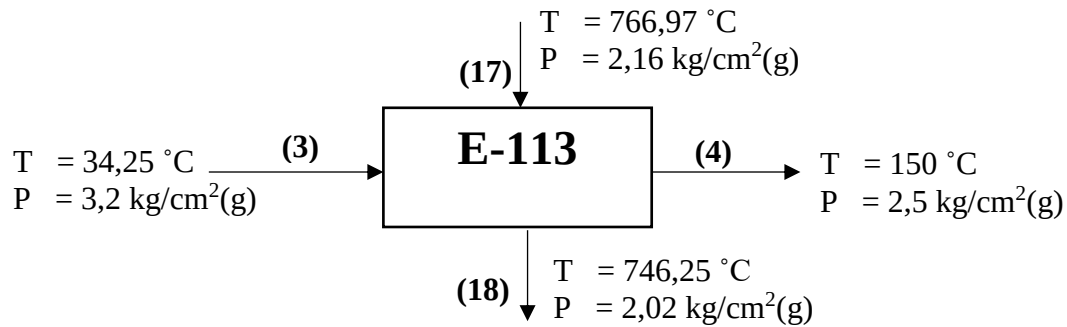
<16> = Aliran produk reaktor (*hot*)

<17> = Aliran produk reaktor (*cold*)

Tabel IV.24. Neraca Energi *Preheater Udara* (E-116)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<16>	$-4,96 \times 10^8$	H<17>	$-5,25 \times 10^8$
H<8>	$1,69 \times 10^7$	H<9>	$4,64 \times 10^7$
Total	$-4,79 \times 10^8$	Total	$-4,79 \times 10^8$

IV.2.3. *Preheater Decant Oil* (E-113)



Gambar IV.20. Blok Diagram *Preheater Decant Oil* (E-113)

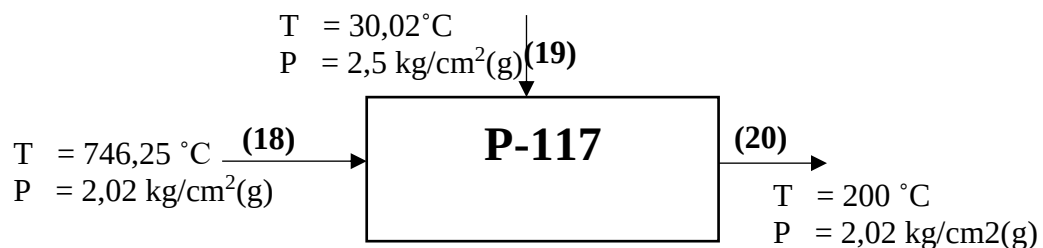
Keterangan :

- <3> = Aliran *decant oil* (cold)
- <4> = Aliran *decant oil* (hot)
- <17> = Aliran produk reaktor (hot)
- <18> = Aliran produk reaktor (cold)

Tabel IV.25. Neraca Energi *Preheater Decant Oil* (E-113)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<17>	$-5,25 \times 10^8$	H<18>	$-5,31 \times 10^8$
H<3>	$-4,44 \times 10^7$	H<4>	$-3,86 \times 10^7$
Total	$-5,70 \times 10^8$	Total	$-5,70 \times 10^8$

IV.2.4. *Quench Tower* (P-117)



Gambar IV.21. Blok Diagram *Quench Tower* (P-117)

Keterangan :

<18> = Produk *Reactor Furnace* (R-110)

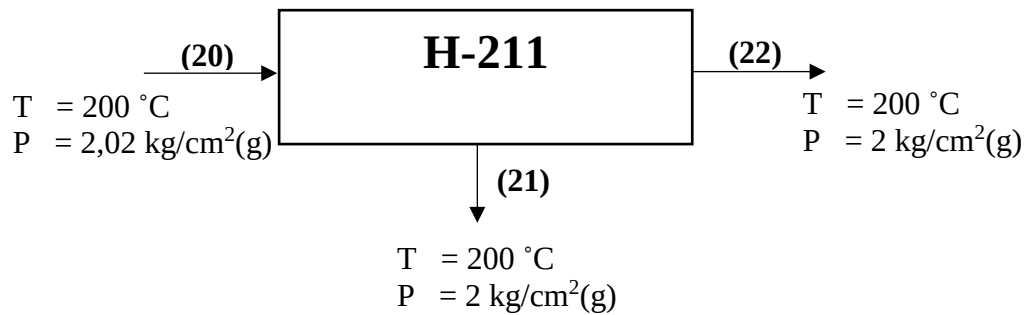
<19> = *Water process*

<20> = *Output Quench Tower* (P-117)

Tabel IV.26. Neraca Energi *Quench Tower* (P-117)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<18>	$-5,31 \times 10^8$	H<20>	$-1,35 \times 10^9$
H<19>	$-8,20 \times 10^8$		
Total	$-1,35 \times 10^9$	Total	$-1,35 \times 10^9$

IV.2.5. *Bag Filter* I (H-211)



Gambar IV.22. Blok Diagram *Bag Filter* I (H-211)

Keterangan :

<20> = *Outlet Quench Tower* (P-117)

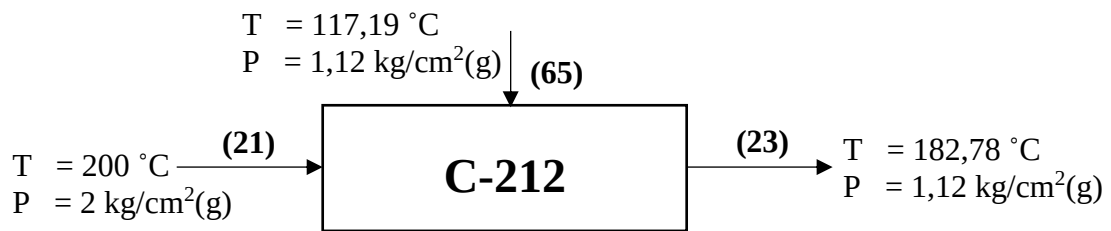
<21> = *Aliran carbon black*

<22> = *Tail gas*

Tabel IV.27. Neraca Energi *Bag Filter* I (H-211)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<20>	$-1,35 \times 10^9$	H<22>	$-1,35 \times 10^9$
		H<21>	$3,44 \times 10^6$
Total	$-1,35 \times 10^9$	Total	$-1,35 \times 10^9$

IV.2.6. Micropulverizer (C-212)



Gambar IV.23. Blok Diagram *Micropulverizer* (C-212)

Keterangan :

<21> = *Carbon black* dari *Bag Filter* I (H-211)

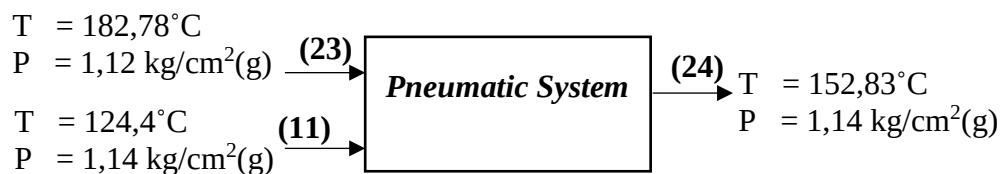
<23> = *Output Micropulverizer* (C-212)

<65> = *Arus recycle*

Tabel IV.28. Neraca Energi *Micropulverizer* (C-212)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<21>	$3,44 \times 10^6$	H<23>	$3,71 \times 10^6$
H<65>	$2,63 \times 10^5$		
Total	$3,71 \times 10^6$	Total	$3,71 \times 10^6$

IV.2.7. Pneumatic Conveyor



Gambar IV.24. Blok Diagram *Pneumatic Conveyor*

Keterangan :

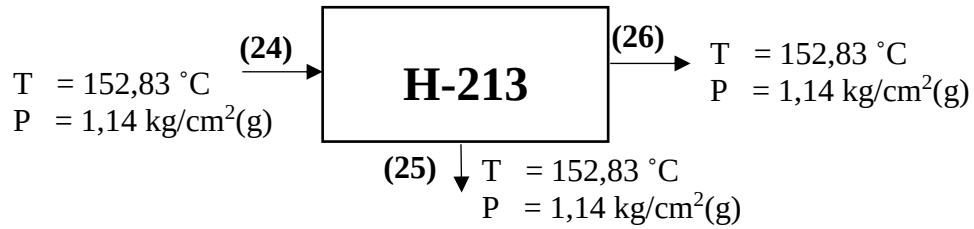
<11> = Udara

<23> = *Solid* dari *Micropulverizer* (C-212)

<24> = *Aliran Pneumatic Conveyor*

Tabel IV.29. Neraca Energi *Pneumatic Conveyor*

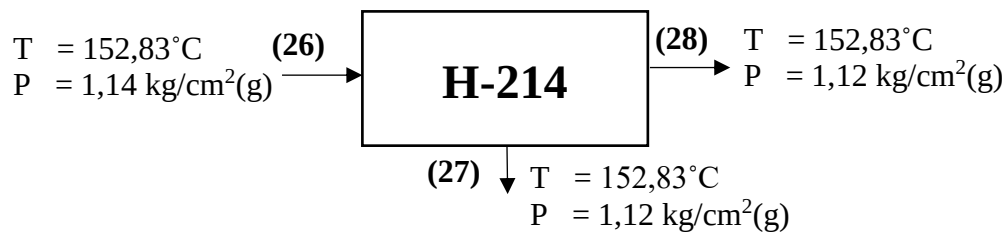
Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<23>	$3,71 \times 10^6$	H<24>	$6,24 \times 10^6$
H<11>	$2,53 \times 10^6$		
Total	$6,24 \times 10^6$	Total	$6,24 \times 10^6$

IV.2.8. Cyclone (H-213)**Gambar IV.25.** Blok Diagram *Cyclone* (H-213)

Keterangan :

<24> = *Inlet dari pneumatic system*<25> = *Output carbon black output*<26> = *Output carbon black + udara***Tabel IV.30.** Neraca Energi *Cyclone* (H-213)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<24>	$6,24 \times 10^6$	H<26>	$3,85 \times 10^6$
		H<25>	$2,39 \times 10^6$
Total	$6,24 \times 10^6$	Total	$6,24 \times 10^6$

IV.2.9. Bag Filter II (H-214)**Gambar IV.26.** Blok Diagram *Bag Filter II* (H-214)

Keterangan :

<26> = *Carbon black + udara*

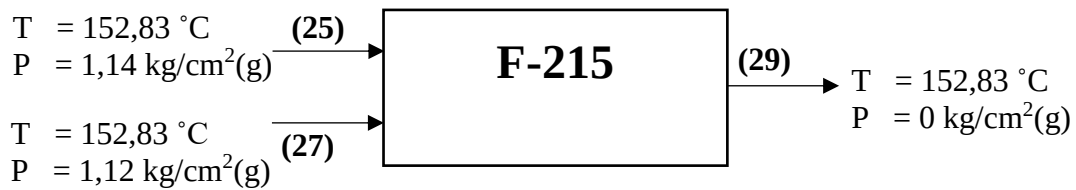
<27> = Carbon black output

<28> = Tail gas

Tabel IV.31. Neraca Energi *Bag Filter II* (H-214)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<26>	$3,85 \times 10^6$	H<27>	$4,22 \times 10^5$
		H<28>	$3,42 \times 10^6$
Total	$3,85 \times 10^6$	Total	$3,85 \times 10^6$

IV.2.10. *Bin* (F-215)



Gambar IV.27. Blok Diagram *Bin* (F-215)

Keterangan :

<25> = Carbon black outlet Cyclone (H-213)

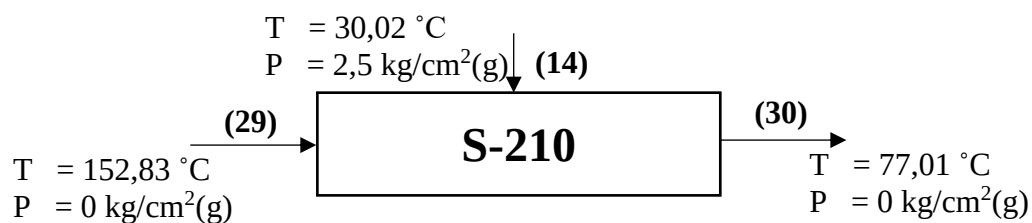
<27> = Carbon black outlet *Bag Filter II* (H-214)

<29> = Total carbon black

Tabel IV.32. Neraca Energi *Bin* (F-215)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<25>	$2,39 \times 10^6$	H<29>	$2,81 \times 10^6$
H<27>	$4,22 \times 10^5$		
Total	$2,81 \times 10^6$	Total	$2,81 \times 10^6$

IV.2.11. *Pelletizer* (S-210)



Gambar IV.28. Blok Diagram *Pelletizer* (S-210)

Keterangan :

<14> = *Water process*

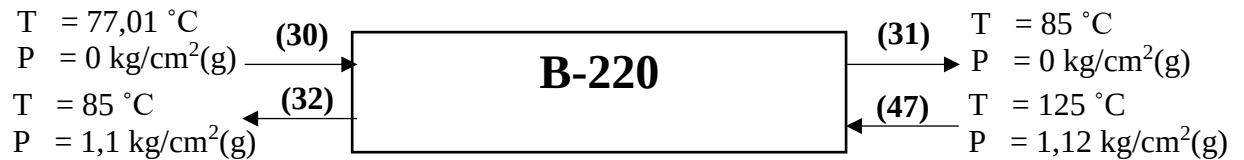
<29> = *Carbon black output Bin (F-215)*

<30> = *Carbon black output Pelletizer (S-210)*

Tabel IV.33. Neraca Energi *Pelletizer (S-210)*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<29>	$2,81 \times 10^6$	H<30>	$-1,29 \times 10^8$
H<14>	$-1,32 \times 10^8$		
Total	$-1,29 \times 10^8$	Total	$-1,29 \times 10^8$

IV.2.12. Rotary Dryer (B-220)



Gambar IV.29. Blok Diagram *Rotary Dryer (B-220)*

Keterangan :

<30> = *Carbon black inlet*

<47> = *Udara inlet*

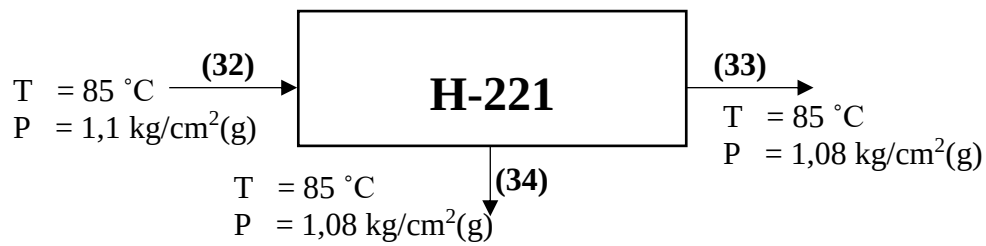
<31> = *Carbon black outlet*

<32> = *Udara outlet*

Tabel IV.34. Neraca Energi *Rotary Dryer (B-220)*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<30>	$3,53 \times 10^6$	H<31>	$1,06 \times 10^6$
H<47>	$7,81 \times 10^7$	H<32>	$8,06 \times 10^7$
Total	$8,16 \times 10^7$	Total	$8,16 \times 10^7$

IV.2.13. Bag Filter III (H-221)



Gambar IV.30. Blok Diagram *Bag Filter* III (H-221)

Keterangan :

<32> = *Inlet* gas dari *Rotary Dryer* (B-220)

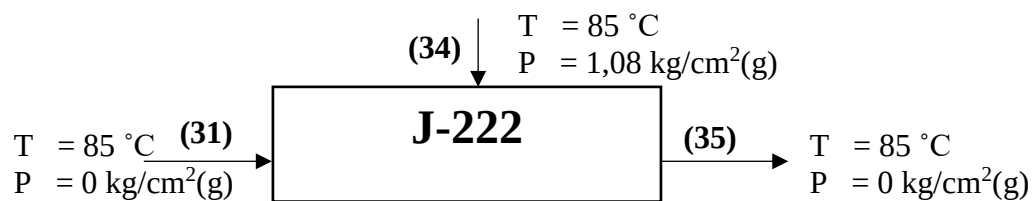
<33> = *Outlet* gas *Bag Filter* III (H-221)

<34> = *Outlet* carbon black

Tabel IV.35. Neraca Energi *Bag Filter* III (H-221)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<32>	$-1,32 \times 10^8$	H<33>	$-1,32 \times 10^8$
		H<34>	$-2,48 \times 10^4$
Total	$-1,32 \times 10^8$	Total	$-1,32 \times 10^8$

IV.2.14. Belt Conveyor I (J-222)



Gambar IV.31. Blok Diagram *Belt Conveyor* I (J-222)

Keterangan :

<31> = *Outlet* carbon black

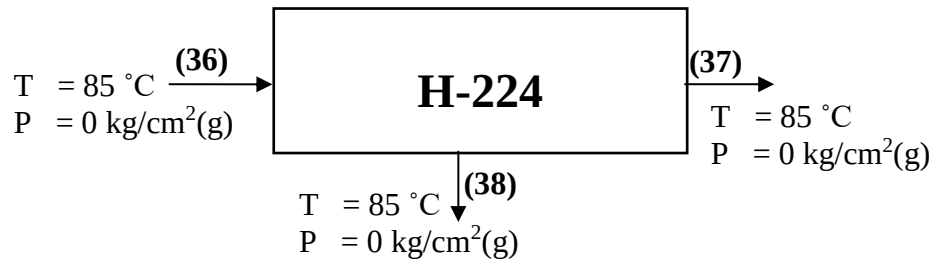
<34> = *Inlet* solid dari *Bag Filter* III (H-221)

<35> = *Outlet* solid *Belt Conveyor* I (J-222)

Tabel IV.36. Neraca Energi *Belt Conveyor I* (J-222)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<31>	$-8,03 \times 10^5$	H<35>	$-8,28 \times 10^5$
H<34>	$-2,48 \times 10^4$		
Total	$-8,28 \times 10^5$	Total	$-8,28 \times 10^5$

IV.2.15. Screener (H-224)



Gambar IV.32. Blok Diagram *Screener* (H-224)

Keterangan :

<36> = *Inlet Screener* (H-224)

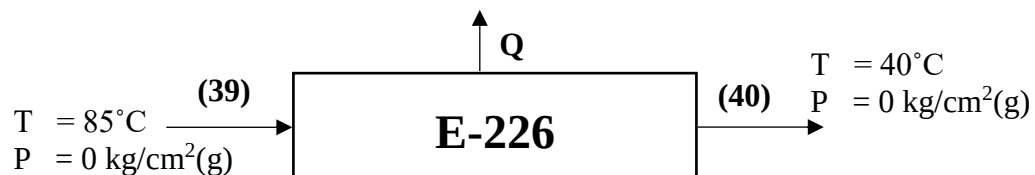
<38> = *Outlet on spec*

<37> = *Outlet off spec*

Tabel IV.37. Neraca Energi *Screener* (H-224)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<36>	$-8,28 \times 10^5$	H<38>	$-7,45 \times 10^5$
		H<36>	$-8,28 \times 10^4$
Total	$-8,28 \times 10^5$	Total	$-8,28 \times 10^5$

IV.2.16. Air Cooler (E-226)



Gambar IV.33. Blok Diagram *Air Cooler* (E-226)

Keterangan :

<39> = *Inlet solid panas*

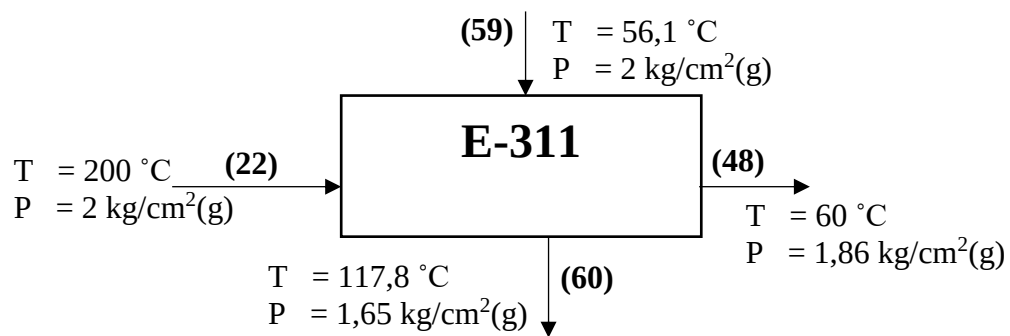
<40> = *Outlet solid dingin*

Q = Panas yang dilepaskan

Tabel IV.38. Neraca Energi *Air Cooler* (E-226)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<39>	$-7,45 \times 10^5$	H<40>	$-1,67 \times 10^6$
		Q	$9,26 \times 10^5$
Total	$-7,45 \times 10^5$	Total	$-7,45 \times 10^5$

IV.2.17. *Condensor* (E-311)



Gambar IV.34. Blok Diagram *Condensor* (E-311)

Keterangan :

<22> = *Outlet gas Bag Filter I* (H-221)

<59> = *Inlet air pendingin*

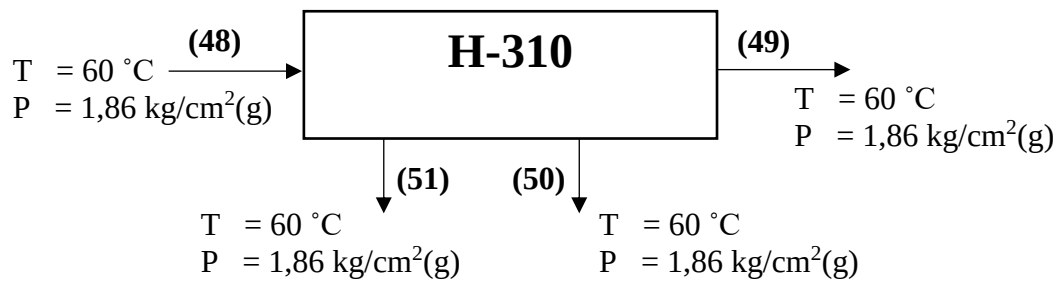
<48> = *Outlet gas Condensor* (E-311)

<60> = *Outlet air*

Tabel IV.39. Neraca Energi *Condensor* (E-311)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<22>	$-1,35 \times 10^9$	H<48>	$-1,61 \times 10^9$
H<59>	$-1,56 \times 10^9$	H<60>	$-1,31 \times 10^9$
Total	$-2,92 \times 10^9$	Total	$-2,92 \times 10^9$

IV.2.18. Three Phase Separator I (H-310)



Gambar IV.35. Blok Diagram *Three Phase Separator I* (H-310)

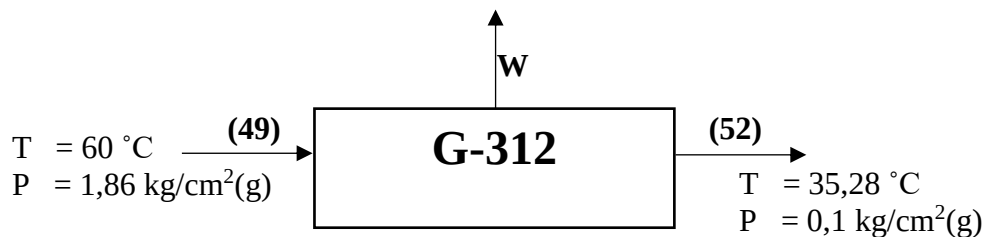
Keterangan :

- <48> = Inlet gas dari Condensor (E-311)
- <49> = Outlet gas *Three Phase Separator I* (H-310)
- <50> = Water recovery
- <51> = Decant oil recovery

Tabel IV.40. Neraca Energi *Three Phase Separator I* (H-310)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<48>	$-1,61 \times 10^9$	H<49>	$-2,25 \times 10^8$
		H<51>	$-5,20 \times 10^6$
		H<50>	$-1,38 \times 10^9$
Total	$-1,61 \times 10^9$	Total	$-1,61 \times 10^9$

IV.2.19. Expander (G-312)



Gambar IV.36. Blok Diagram *Expander* (G-312)

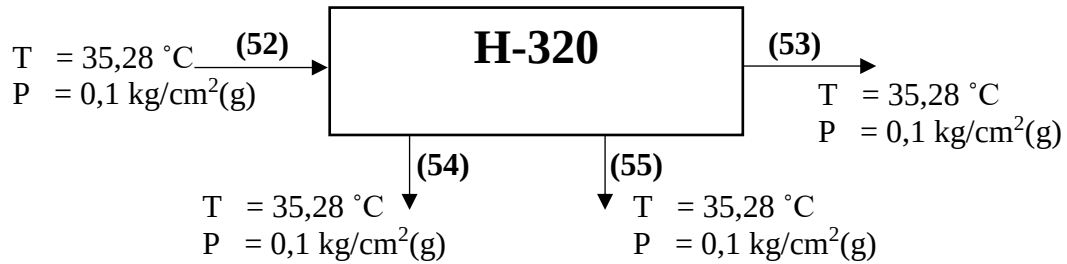
Keterangan :

- <49> = Inlet gas
- <52> = Outlet gas
- W = Kerja Expander

Tabel IV.41. Neraca Energi *Expander* (G-312)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<49>	$-2,25 \times 10^8$	H<52>	$-2,33 \times 10^8$
		W	$8,10 \times 10^6$
Total	$-2,25 \times 10^8$	Total	$-2,25 \times 10^8$

IV.2.20. *Three Phase Separator* II (H-320)



Gambar IV.37. Blok Diagram *Three Phase Separator* II (H-320)

Keterangan :

<52> = *Inlet* gas dari *Expander* (G-312)

<53> = *Outlet* gas *Three Phase Separator* II (H-320)

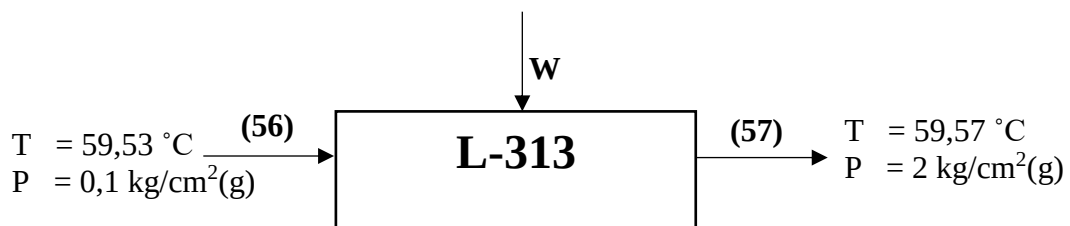
<54> = *Water recovery*

<55> = *Decant oil recovery*

Tabel IV.42. Neraca Energi *Three Phase Separator* II (H-320)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<52>	$-2,33 \times 10^8$	H<53>	$-2,03 \times 10^8$
		H<55>	$-3,18 \times 10^6$
		H<54>	$-2,70 \times 10^7$
Total	$-2,33 \times 10^8$	Total	$-2,33 \times 10^8$

IV.2.21. *Pompa Heavy Liquid* (L-313)



Gambar IV.38. Blok Diagram *Pompa Heavy Liquid* (L-313)

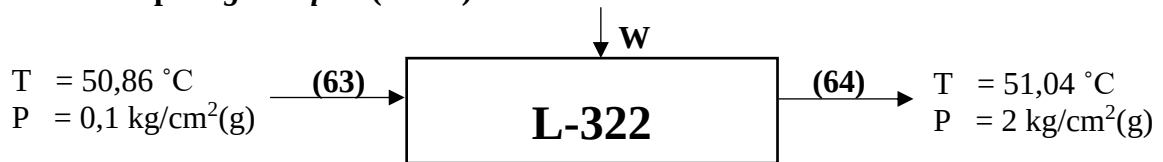
Keterangan :

- <56> = Inlet pompa
 <57> = Outlet pompa
 W = Kerja pompa

Tabel IV.43. Neraca Energi Pompa *Heavy Liquid* (L-313)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<56>	$-8,38 \times 10^6$	H<57>	$-8,38 \times 10^6$
W	$1,69 \times 10^3$		
Total	$-8,38 \times 10^6$	Total	$-8,38 \times 10^6$

IV.2.22. Pompa *Light Liquid* (L-322)



Gambar IV.39. Blok Diagram Pompa *Light Liquid* (L-322)

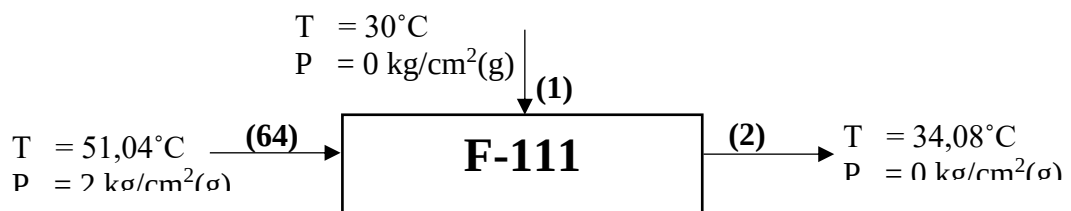
Keterangan :

- <63> = Inlet pompa
 <64> = Outlet pompa
 W = Kerja pompa

Tabel IV.44. Neraca Energi Pompa *Light Liquid* (L-322)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<63>	$-1,40 \times 10^9$	H<64>	$-1,40 \times 10^9$
W	$1,56 \times 10^4$		
Total	$-1,40 \times 10^9$	Total	$-1,40 \times 10^9$

IV.2.23. Decant Oil Storage (F-111)



Gambar IV.40. Blok Diagram Decant Oil Storage (F-111)

Keterangan :

<1> = Fresh feed decant oil

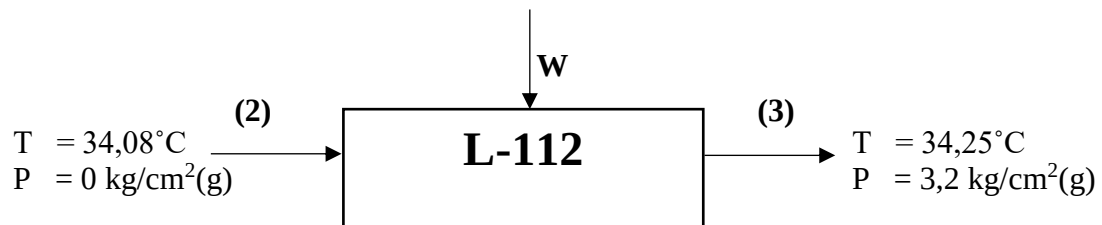
<64> = Decant oil hasil recovery

<2> = Output Decant Oil Storage (F-111)

Tabel IV.45. Neraca Energi Decant Oil Storage (F-111)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<1>	$-8,38 \times 10^6$	H<2>	$-4,44 \times 10^7$
H<64>	$-3,60 \times 10^7$		
Total	$-4,44 \times 10^7$	Total	$-4,44 \times 10^7$

IV.2.24. Pompa Decant Oil (L-112)



Gambar IV.41. Blok Diagram Pompa Decant Oil (L-112)

Keterangan :

<2> = Inlet pompa

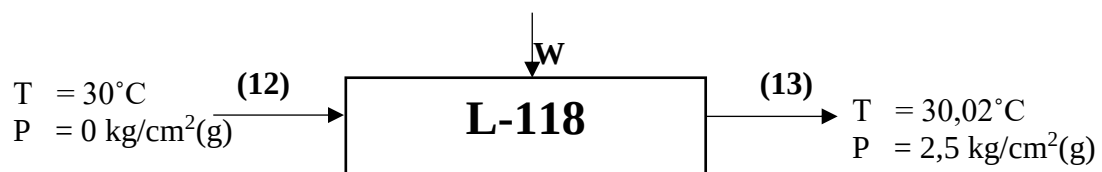
<3> = Outlet pompa

W = Kerja pompa

Tabel IV.46. Neraca Energi Pompa Decant Oil (L-112)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<2>	$-4,44 \times 10^7$	H<3>	$-4,44 \times 10^7$
W	$-8,09 \times 10^3$		
Total	$-4,44 \times 10^7$	Total	$-4,44 \times 10^7$

IV.2.25. Pompa Water Process (L-118)



Gambar IV.42. Blok Diagram Pompa Water Process (L-118)

Keterangan :

<12> = *Inlet* pompa

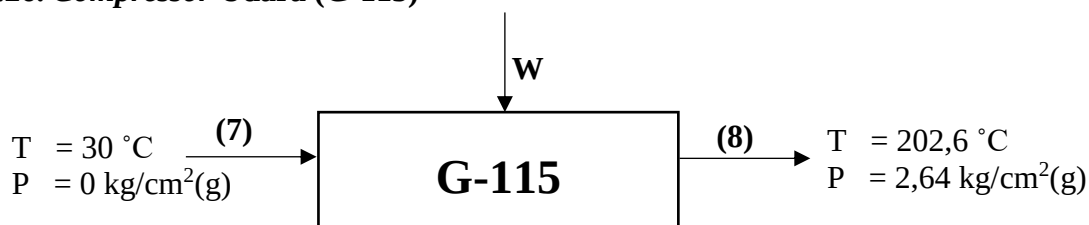
<13> = *Outlet* pompa

W = Kerja pompa

Tabel IV.47. Neraca Energi Pompa *Water Process* (L-118)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<12>	$-1,58 \times 10^9$	H<13>	$-1,58 \times 10^9$
W	$8,32 \times 10^3$		
Total	$-1,58 \times 10^9$	Total	$-1,58 \times 10^9$

IV.2.26. *Compressor* Udara (G-115)



Gambar IV.43. Blok Diagram *Compressor* Udara (G-115)

Keterangan :

<7> = *Inlet Compressor*

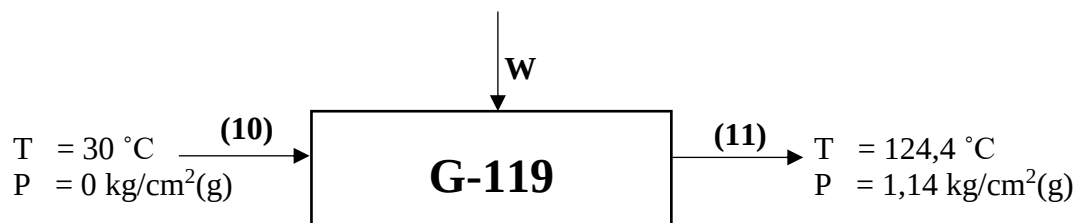
<8> = *Outlet Compressor*

W = Kerja *Compressor*

Tabel IV.48. Neraca Energi *Compressor* Udara (G-115)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<7>	$4,70 \times 10^5$	H<8>	$1,69 \times 10^7$
W	$1,64 \times 10^7$		
Total	$1,69 \times 10^7$	Total	$1,69 \times 10^7$

IV.2.27. *Blower* Udara I (G-119)



Gambar IV.44. Blok Diagram *Blower* Udara I (G-119)

Keterangan :

<10> = *Inlet Blower*

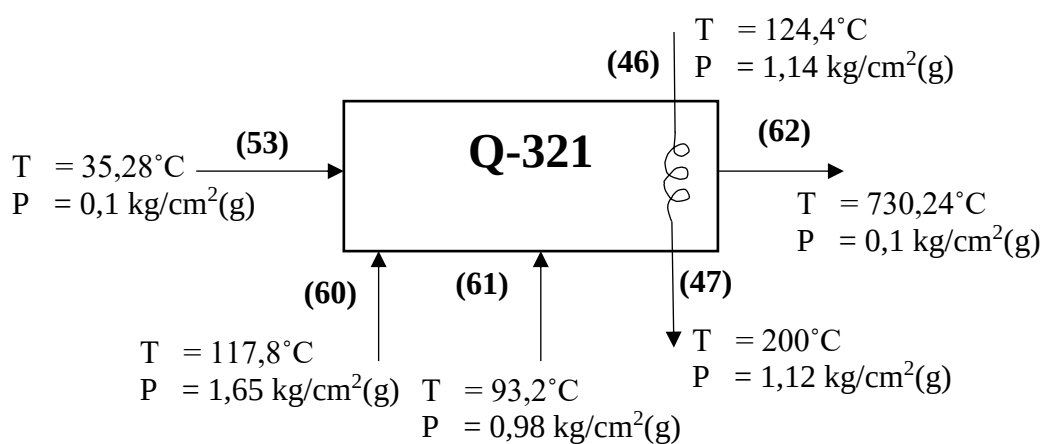
<11> = *Outlet Blower*

W = *Kerja Blower*

Tabel IV.49. Neraca Energi *Blower* Udara I (G-119)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<10>	$1,26 \times 10^5$	H<11>	$2,53 \times 10^6$
W	$2,40 \times 10^6$		
Total	$2,53 \times 10^6$	Total	$2,53 \times 10^6$

IV.2.28. *Flare* (Q-321)



Gambar IV.45. Blok Diagram *Flare* (Q-321)

Keterangan :

<60> = *Vapour* dari *Condensor* (E-311)

<53> = Gas dari *Three Phase Separator* II (H-320)

<61> = *Tail gas* dari *Bag Filter* II (H-214) dan III (H-221)

<46> = *Inlet* udara *ambient*

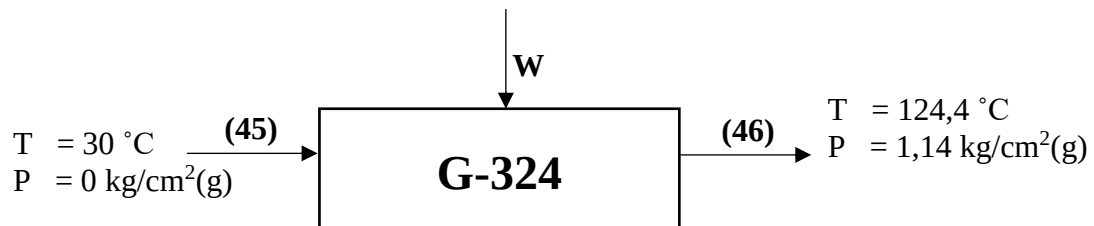
<47> = *Outlet* udara *ambient*

<62> = *Outlet Flare* (Q-321)

Tabel IV.50. Neraca Energi *Flare* (Q-321)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<60>	$-1,32 \times 10^9$	H<47>	$-2,82 \times 10^6$
H<53>	$-2,03 \times 10^8$	H<62>	$-1,66 \times 10^9$
H<61>	$-1,29 \times 10^8$		
H<46>	$-1,59 \times 10^7$		
Total	$-1,66 \times 10^9$	Total	$-1,66 \times 10^9$

IV.2.29. *Blower* Udara II (G-324)



Gambar IV.46. Blok Diagram *Blower* Udara II (G-321)

Keterangan :

<45> = *Inlet Blower*

<46> = *Outlet Blower*

W = *Kerja Blower*

Tabel IV.51. Neraca Energi *Blower* Udara II (G-324)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<45>	$-3,20 \times 10^7$	H<46>	$-1,59 \times 10^7$
W	$1,61 \times 10^7$		
Total	$-1,59 \times 10^7$	Total	$-1,59 \times 10^7$

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1. Reaktor *Furnace* (R-110)

Fungsi	Tempat berlangsungnya reaksi pembentukan <i>carbon black</i>
Bentuk	Tangki silinder horizontal dengan kedua sisi berbentuk <i>dished head</i>
Tipe	<i>Restrictor ring</i>
Kondisi operasi • Zona 1 (<i>Combustion chamber</i>) • Zona 2 (<i>Pirolisis chamber</i>) • Zona 3 (<i>Quenching chamber</i>)	Tekanan = 2,5 kg/cm² (g) Suhu = 2.327,53 °C Tekanan = 2,5 kg/cm² (g) Suhu = 1.550 °C Tekanan = 2,5 kg/cm² (g) Suhu = 870 °C
Jenis fluida	<i>Decant oil</i> , udara, gas alam, dan air
Kapasitas	71.865,46 m ³ /jam
Jumlah tangki	1 buah
Waktu tinggal	1 s
Bahan konstruksi	<i>Hastelloy C-22</i> yang dilapisi dengan keramik di dalamnya (basis aluminium) agar tahan panas
Ukuran Diameter Panjang silinder Tebal silinder	59,05 in 460,80 in 0,19 in
Jenis pengelasan	<i>Double welded joint with thermally stress relieved</i>
Faktor korosi	0,13 in

Faktor pengelasan	0,85
Tebal silinder	0,19 in
Diameter luar silinder	60,00 in
Panjang isolasi	460,80 in
Tebal isolasi	14,57 in
Harga	Rp 248.839.800.461,89

V.2. Decant Oil Storage (F-111)

Fungsi	Menampung <i>decant oil</i> sebelum diumpankan ke <i>Reactor Furnace</i> (R-110)
Bentuk	<i>Vertical Silinder Tank, Flat Bottom, Standar Dishead Roof</i>
Kondisi operasi Tekanan desain Suhu	0 kg/cm ² (g) 30 °C
Jenis Fluida	<i>Decant oil</i>
Kapasitas	10.512,91 m ³
Jumlah tangki	1 unit
Waktu penyimpanan	15 hari
Ukuran Diameter silinder Tinggi silinder Jumlah courses Tebal courses - Courses 1 - Courses 2 - Courses 3 - Courses 4 - Courses 5 - Courses 6 - Courses 7 Total tinggi tutup	26 ft 39 ft 7 buah 1,31 in 1,13 in 0,94 in 0,75 in 0,56 in 0,38 in 0,19 in 4,53 ft

Jenis pengelasan	<i>Double welded butt joint</i>
Bahan konstruksi	SA-353 <i>low alloy steel</i> (9 % Ni)
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 12.867.808.010,80

V.3. Pompa *Decant Oil I* (L-112)

Fungsi	Memompa <i>decant oil</i> dari <i>Decant Oil Storage</i> (F-111) menuju <i>Reactor Furnace</i> (R-110)
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi	
Tekanan masuk	0 kg/cm ² (g)
Tekanan keluar	3,2 kg/cm ² (g)
Suhu	30 °C
Jenis fluida	<i>Decant oil</i>
Flow rate	1.031,27 ft ³ /jam
Power pompa	5,78 hp
Ukuran pompa	IPS 3,5 in sch 40
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Diameter luar	3,50 in
Diameter dalam	3,07 in
Flow area	7,38 in ²
Kecepatan fluida	5,59 m/s
Head	10 ft
Friksi total pompa	48,11 ft.lb _f /lb _m
Efisiensi	75 %
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 179.528.835,30

V.4. Preheater Decant Oil (E-113)

Fungsi	Menaikkan suhu <i>decant oil</i> dan menurunkan suhu campuran <i>carbon black</i>
Tipe	1 – 2 <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Kondisi operasi - <i>Hot fluid</i> (produk reaktor) – <i>tube side</i> - <i>Cold fluid</i> (<i>decant oil</i>) – <i>shell side</i>	$T_1 = 722,40\text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 751,50\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 34,25\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_2 = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$
Jenis fluida	<i>Decant oil (shell), black smoke (tube)</i>
Aliran	<i>Counter current</i>
Spesifikasi - Shell <i>Outside diameter</i> <i>Inside diameter</i> - Tube <i>Outside diameter</i> <i>Inside diameter</i> <i>Jumlah tube</i> <i>Clearance</i> <i>Pitch (PT)</i> <i>Tube passes</i> <i>Heat transfer area</i> <i>Tube length</i> <i>Diameter equivalent</i>	 29,10 in 13,25 in 0,75 in 0,63 in 106 buah 0,25 in 1 in (<i>Triangular pitch</i>) 2 923,63 ft ² 19,69 ft 0,95 in
ΔT_{LMTD}	1.203,67 °F
<i>Dirt factor (R_D)</i>	0,003 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Pressure drop shell</i>	4,13 psia
<i>Pressure drop tube</i>	0,01 psia
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-129 A</i>
Jumlah alat	1 buah

Harga	Rp 338.585.084,12
--------------	-------------------

V.5. *Filter Udara I (H-114)*

Fungsi	Menyaring udara yang masuk dari debu dan kotoran lainnya sebelum masuk <i>Compressor</i> Udara I (G-115) pembakar reaktor dan <i>Blower</i> Udara (G-119)
Tipe	<i>Filter medium viscous</i>
Jenis filter	<i>High Eficiency Air Cleaning</i> (HEPA)
Bentuk	<i>Fiber glass</i> yang berdiameter besar dan tersusun atas lembaran dan memiliki <i>organic binder</i> untuk menahan <i>fiber</i> dan memberikan <i>tensile strength</i> lebih
Kondisi operasi	
Suhu operasi	30 °C
Tekanan operasi	0 kg/cm ² (g)
Kapasitas	1.000 ft ³ /min
Efisiensi	99,97 – 100 %
Kapasitas desain	250 ft/min
Luas filter	244,80 ft ²
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 937.014.535,12

V.6. *Compressor Udara (G-115)*

Fungsi	Menaikkan tekanan udara kering menuju <i>Preheater</i> Udara (E-116)
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi	
Suhu masuk	30 °C
Tekanan masuk	0 kg/cm ² (g)
Suhu keluar	202,6 °C
Tekanan keluar	2,64 kg/cm ² (g)
Jenis fluida	Udara kering
Volume udara	80.034,11 m ³ /jam

Power	4.671,69 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 1.948.045.344,43

V.7. *Preheater Udara (E-116)*

Fungsi	Menaikkan suhu udara dan menurunkan suhu campuran <i>carbon black</i>
Tipe	1 – 2 <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Kondisi operasi - <i>Hot fluid</i> (produk reaktor) – <i>tube side</i> - <i>Cold fluid</i> (udara) – <i>shell side</i>	$T_1 = 870\text{ }^{\circ}\text{C}$ $T_2 = 766,97\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_1 = 202,60\text{ }^{\circ}\text{C}$ $t_2 = 500\text{ }^{\circ}\text{C}$
Jenis fluida	Udara (<i>shell</i>), <i>black smoke</i> (<i>tube</i>)
Aliran	<i>Counter current</i>
Spesifikasi - <i>Shell</i> <i>Outside diameter</i> <i>Inside diameter</i> <i>Pressure drop (ΔP)</i> - <i>Tube</i> <i>Outside diameter</i> <i>Inside diameter</i> <i>Pressure drop (ΔP)</i> Jumlah <i>tube</i> <i>Clearance</i> <i>Pitch (PT)</i> <i>Tube passes</i> <i>Heat transfer area</i> <i>Tube length</i> <i>Diameter equivalent</i>	 29,11 in 15,25 in 0,14 kg/cm ² (g) 0,75 in 0,63 in 0,14 kg/cm ² (g) 151 buah 0,25 in 1 in (<i>Triangular pitch</i>) 2 649,28 ft ² 19,69 ft 0,63 in

ΔT_{LMTD}	3.248,35 °F
<i>Dirt factor (R_D)</i>	0,08
Bahan konstruksi	<i>Carbon Steel SA-129 A</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 549.610.206,31

V.8. Quench Tower (P-117)

Fungsi	Mendinginkan <i>carbon black</i> hasil dari reaksi pada <i>Reactor Furnance (R-110)</i> hingga 200 °C secara <i>direct contact</i>
Tipe	<i>Direct contact quench tower</i>
Tipe packing	<i>Irrigated column</i>
Kondisi operasi	Suhu air masuk : 30,02 °C Tekanan air masuk : 2,5 kg/cm ² (g) Suhu produk reaktor masuk : 746,25 °C Tekanan produk reaktor masuk : 2,02 kg/cm ² (g) Suhu produk reaktor keluar : 200 °C Tekanan produk reaktor keluar : 2,02 kg/cm ² (g)
Volum air masuk	51,41 m ³ /jam
Volum tail gas masuk	102.909,01 m ³ /jam
Diameter tower	6,56ft
Luas area tower	33,80 ft ²
Tinggi tower	27,62 ft
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 17.152.877.842,82

V.9. Pompa Water Process (L-118)

Fungsi	Memompa air menuju <i>Quench Tower</i> , <i>Quench Zone</i> , dan <i>Pelletizer</i>
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi operasi	
Tekanan masuk	0 kg/cm ² (g)

Tekanan keluar	2,5 kg/cm ² (g)
Suhu	30 °C
Jenis fluida	Air
<i>Flow rate</i>	3.570,42 ft ³ /jam
Power pompa	13,19 hp
Ukuran pompa	IPS 6 in sch 40
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Diameter luar	6,63 in
Diameter dalam	6,07 in
<i>Flow area</i>	28,90 in ²
Kecepatan fluida	1,51 m/s
<i>Head</i>	8,00 ft
Friksi total pompa	13,20 ft.lb _f /lb _m
Efisiensi	75 %
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 226.773.265,64

V.10. *Blower* Udara I (G-119)

Fungsi	Menaikkan tekanan udara kering menuju <i>Cyclone</i> (H-213)
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi	
Suhu masuk	30 °C
Tekanan masuk	0 kg/cm ² (g)
Suhu keluar	124,4 °C
Tekanan keluar	1,14 kg/cm ² (g)
Jenis fluida	Udara kering
Volume udara	23.946,36 m ³ /jam
Power	758,13 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 800.005.687,12

V.11. Pelletizer (S-220)

Fungsi	Meningkatkan <i>bulk density</i> partikel <i>carbon black</i> dengan menambahkan air
Tipe	<i>Wet pelletizer with pin mixer</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	77,01 °C 0 kg/cm ² (g)
Kapasitas	11,29 m ³ /jam
Critical speed (Nc)	0,75
Sudut kemiringan dengan bidang horizontal (Ø)	55 °
Diameter disk	0,69 m
Tinggi disk (atas)	0,14 m
Cara air masuk	Injeksi melalui <i>spray nozzle</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 2.125.999.365,39

V.12. Bag Filter I (H-211)

Fungsi	Menangkap partikel <i>carbon black</i> yang keluar dari <i>Quench Tower</i> (P-117)
Tipe	S-CP 96
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	200 °C 2,02 kg/cm ² (g)
Kapasitas	201.867,43 m ³ /jam
Bags capacity	96
Filter area	273
Diameter pipa masuk	0,20 m

Diameter pipa keluar (atas)	0,20 m
Diameter pipa keluar (bawah)	0,08 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 3.596.844.467,08

V.13. Micropulverizer (C-212)

Fungsi	Mengancurkan partikel <i>carbon black</i> yang berukuran besar
Tipe	<i>T-shaped hammer mills without internal air classifiers</i>
Kondisi operasi	
Suhu operasi	200 °C
Tekanan operasi	2 kg/cm ² (g)
Kapasitas	35,39 m ³ /jam
Diameter rotor	24 in
Kecepatan max	3.450 rpm
Kebutuhan power	100 hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Diameter input	52 µm
Diameter output	40 µm
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 1.544.892.872,18

V.14. Cyclone (H-213)

Fungsi	Memisahkan udara yang berasal dari <i>pneumatic system</i> yang membawa <i>carbon black</i> dari <i>Micropulverizer (C-212)</i> dengan densitas lebih kecil
Tipe	Van Tongeren
Kondisi operasi	
Suhu operasi	152,83 °C
Tekanan operasi	1,14 kg/cm ² (g)

Jenis fluida	Udara dan gas campuran <i>carbon black</i>
Ukuran:	
Dc	13,01 m
Bc	8,25 m
De	16,49 m
Hc	16,49 m
Lc	65,96 m
Sc	4,12 m
Zc	65,96 m
Jc	8,25 m
Massa udara	27.777,78 kg/jam
Efisiensi	0,95
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 133.811.974,87

V.15. Bag Filter II (H-211)

Fungsi	Menangkap partikel <i>carbon black</i> yang keluar dari <i>Cyclone</i> (H-213)
Tipe	S-CP 96
Kondisi operasi	
Suhu operasi	152,83°C
Tekanan operasi	1,14 kg/cm ² (g)
Kapasitas	13.287,16 m ³ /jam
Bags capacity	96
Filter area	273
Diameter pipa masuk	0,18 m
Diameter pipa keluar (atas)	0,17 m
Diameter pipa keluar (bawah)	0,24 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

Jumlah	1 buah
Harga	Rp 264.537.313,63

V.16. Bin (F-215)

Fungsi	Menampung <i>feedstock</i> berupa <i>carbon black</i> yang berasal dari <i>Cyclone</i> (H-213) dan <i>Bag Filter</i> II (H-213)
Bentuk	Tangki silinder vertical dengan tutup atas datar dan bagian dasar berbentuk <i>conical</i> ($\theta = 120^{\circ}C$)
Kondisi operasi Tekanan desain Suhu operasi Tekanan operasi	 0,14 kg/cm ² (g) 152,83°C 0 kg/cm ² (g)
Jenis fluida	Campuran <i>carbon black</i>
Kapasitas	81,20 m ³
Jumlah tangki	1 unit
Waktu penyimpanan	8 jam
Ukuran Diameter luar Tinggi silinder Tebal silinder Tebal tutup bawah Tinggi tutup bawah Tebal tutup atas Tinggi total	 72 in 216 in 0,25 in 0,19 in 134,35 in 0,25 in 350,35 in
Jenis pengelasan	<i>Double welded butt joint with thermally</i>
Faktor pengelasan	0,85
Allowable stress	17.500 psia
Faktor korosi	0,13 in
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-212 grade B</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 392.128.771,84

V.17. Rotary Dryer (B-220)

Fungsi	Mengeringkan <i>carbon black pellet</i> yang keluar dari <i>Pelletizer (S-220)</i>
Tipe	<i>Single shell dryer</i> melalui <i>direct heating</i> dengan kontak berupa <i>counter current</i>
Bentuk	Tangki silinder horizontal
Kondisi operasi	
Suhu udara masuk	200 °C
Tekanan	1,12 kg/cm ² (g)
Suhu produk masuk	77,01 °C
Tekanan	0 kg/cm ² (g)
Suhu udara keluar	85 °C
Tekanan	1,1 kg/cm ² (g)
Suhu produk keluar	85 °C
Tekanan	0 kg/cm ² (g)
Mass rate udara pengering	165.396,59 kg/jam
Moisture content awal	0,6 kg H ₂ O/kg solid
Moisture content akhir	0,01 kg H ₂ O/kg solid
Panas yang ditransfer	43.316.194 kJ/jam
Ukuran	
Panjang (L)	69,75 ft
Diameter (D)	13,95 ft
Luas total perpindahan panas	152,75 ft ²
Kecepatan putar (N)	1,83 rad/menit
Sudut kemiringan dengan bidang horizontal (Ø)	2,74 °
Berat dryer	5.398.009,13 lb

Daya yang dibutuhkan	5.152,29 kW
Cara air masuk	Injeksi melalui <i>spray nozzle</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-283 grade C</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 2.319.701.529,79

V.18. Bag Filter III (H-221)

Fungsi	Menangkap <i>tail gas</i> dan <i>carbon black</i> yang keluar dari <i>Rotary Dryer</i> (B-220)
Tipe	S-CP 96
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	85 °C 1,08 kg/cm ² (g)
Kapasitas	22.122,03 m ³ /jam
Bags capacity	96
Filter area	273
Diameter pipa masuk	0,24 m
Diameter pipa keluar (atas)	0,20 m
Diameter pipa keluar (bawah)	0,22 m
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 686.619.054,30

V.19. Belt Conveyor I (J-222)

Fungsi	Mengangkut partikel <i>carbon black</i> dari <i>Rotary Dryer</i> (B-220) dan <i>Bag Filter III</i> (H-221) menuju <i>Bucket Elevator</i> (J-223)
Tipe	<i>Belt</i>
Kondisi operasi Suhu operasi	85 °C

Tekanan operasi	1,08 kg/cm ² (g)
Kapasitas	4.208,33 m ³ /jam
Lebar belt	14 in
Luas area	0,11 ft ²
Panjang	20 ft
Kecepatan belt	100 ft/menit
Daya motor yang dibutuhkan	0,44 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 119.685.890,20

V.20. Bucket Elevator (J-223)

Fungsi	Mengangkut partikel <i>carbon black</i> dari <i>Rotary Dryer</i> (B-220) melalui <i>Belt Conveyor I</i> (J-222) menuju <i>Screener</i> (H-224)
Tipe	<i>Continuous bucket on chain</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	85 °C 1,08 kg/cm ² (g)
Kapasitas	27.000 kg
Size of bucket	8 x 5 x 5,5 (<i>width x projection x depth</i>)
Elevator center	25 ft
Size of lumps handed	1 in
Kecepatan bucket	225 m/min
Power yang dibutuhkan	1,60 hp
Lebar belt	9 in
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 193.702.164,40

V.21. Screener (H-224)

Fungsi	Memisahkan partikel <i>carbon black</i> yang sudah memenuhi spesifikasi (<i>on spec</i>) dengan yang belum memenuhi spesifikasi (<i>off spec</i>)
Tipe	<i>Reciprocating flat screen</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	85 °C 0 kg/cm ² (g)
Ukuran Panjang Diameter <i>Nominal/deck area</i>	3 m 0,75 m 1 m ²
Bahan kain screen	Sutera
Sudut inklinasi	5 °
Ukuran lubang	10 mesh
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 297.639.911,15

V.22. Belt Conveyor II (J-225)

Fungsi	Mengangkut partikel <i>carbon black</i> dari <i>Screener</i> (H-224) menuju <i>Air Cooler</i> (E-226)
Tipe	<i>Belt</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	85 °C 0 kg/cm ² (g)
Kapasitas	3.787,50 m ³ /jam
Lebar belt	14 in
Luas area	0,11 ft ²
Panjang	20 ft
Kecepatan belt	100 ft/menit
Daya motor yang dibutuhkan	0,44 hp

Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 119.685.890,20

V.23. Air Cooler (E-226)

Fungsi	Mendinginkan partikel <i>carbon black</i> dari <i>Belt Conveyer</i> II (J-225) menuju <i>Belt Conveyer</i> III (J-227)
Kapasitas	4.538,10 m ³ /jam
Kondisi operasi	Suhu <i>inlet carbon black</i> : 85 °C Tekanan <i>inlet carbon black</i> : 0 kg/cm ² (g) Suhu <i>outlet carbon black</i> : 40 °C Tekanan <i>outlet carbon black</i> : 0 kg/cm ² (g) Suhu <i>inlet</i> udara: 30 °C Tekanan <i>inlet</i> udara : 0 kg/cm ² (g) Suhu <i>outlet</i> udara : 83 °C Tekanan <i>outlet</i> udara : 0 kg/cm ² (g)
Diameter fan	650 mm
Blades	8 blades
Material blades	Abs
N	18 fan
Speed	900 rpm
Power motor	12,46 bhp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 1.770.091.323,48

V.24. Belt Conveyer III (J-227)

Fungsi	Mengangkut partikel <i>carbon black</i> dari <i>Air Cooler</i> (E-226) menuju <i>Silo</i> (F-228)
Tipe	<i>Belt</i>
Kondisi operasi	Suhu operasi 40 °C Tekanan operasi 0 kg/cm ² (g)
Kapasitas	3.787,50 m ³ /jam
Lebar belt	14 in

Luas area	0,11 ft ²
Panjang	20 ft
Kecepatan <i>belt</i>	100 ft/menit
Daya motor yang dibutuhkan	0,44 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 119.685.890,20

V.25. Silo (F-228A/B/C)

Fungsi	Menampung <i>carbon black</i> dari <i>Belt Conveyor III</i> (H-224) dalam waktu 15 hari
Bentuk	Tangki silinder vertikal dengan tutup atas datar dan bagian dasar berbentuk <i>conical</i> ($\theta = 120^{\circ}C$)
Kondisi operasi Tekanan desain Suhu	0 kg/cm ² (g) 40 °C
Kapasitas	1.107,9 m ³ /jam
Jumlah tangki	3 unit
Waktu penyimpanan	15 hari
Ukuran Diameter Tinggi silinder Tebal silinder Tebal tutup bawah Tinggi tutup bawah Tebal tutup atas Tinggi total	149,88 in 450 in 0,25 in 0,19 in 279,90 in 0,25 in 729,9 in
Jenis pengelasan	<i>Double welded butt joint with thermally</i>
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-212 grade B</i>
Jumlah alat	3 buah
Harga	Rp 5.352.793.957,74

V.26. Three Phase Separator I (H-310)

Fungsi	Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa <i>decant oil</i>
Tipe	<i>Three phase horizontal</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	60 °C 1,86 kg/cm ² (g)
Kapasitas	79.901,87 m ³ /jam
Ukuran Diameter Separator, D <i>Effective length</i> , L _(gas) <i>Effective length</i> , L _(liquid) <i>Slenderness ratio</i> , SR	66 in 22,8 in 590,4 in 11,93 in
<i>Settling velocity of oil droplet</i>	0,65 ft
<i>Drag coefficient, Cd</i>	2,07
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 2.362.221.517,10

V.27. Condensor (E-311)

Fungsi	Menaikkan suhu air dan menurunkan suhu <i>tail gas</i>
Tipe	1 – 2 <i>Shell and tube heat exchanger</i>
Kondisi operasi - <i>Hot fluid (tail gas) – tube side</i> - <i>Cold fluid (water process) – shell side</i>	T ₁ = 200 °C T ₂ = 60 °C t ₁ = 56,10 °C t ₂ = 117,80 °C
Jenis fluida	<i>Water Process (shell), tail gas (tube)</i>
Aliran	<i>Counter current</i>
Spesifikasi - <i>Shell</i>	

<i>Outside diameter</i>	29,11 in
<i>Inside diameter</i>	15,25 in
- Tube	
<i>Outside diameter</i>	0,75 in
<i>Inside diameter</i>	0,63 in
<i>Jumlah tube</i>	151 buah
<i>Clearance</i>	0,25 in
<i>Pitch (PT)</i>	1 in (<i>Triangular pitch</i>)
<i>Tube passes</i>	2
<i>Heat transfer area</i>	649,28 ft ²
<i>Tube length</i>	19,69 ft
<i>Diameter equivalent</i>	0,95 in
ΔT_{LMTD}	181,25 °F
<i>Dirt factor (R_D)</i>	0,001 hr.ft ² .°F/Btu
<i>Pressure drop shell</i>	0,22 psia
<i>Pressure drop tube</i>	0,10 psia
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel SA-129 A</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 549.610.206,31

V.28. *Expander (G-312)*

Fungsi	Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk gas keluaran dari <i>Three Phase Separator I</i> (H-310) menuju <i>Three Phase Separator II</i> (H-320)
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi	
Suhu masuk	60 °C
Tekanan masuk	1,86 kg/cm ² (g)
Suhu keluar	35,28 °C
Tekanan keluar	0,10 kg/cm ² (g)
Kapasitas	35.712,52 m ³ /jam
Efisiensi	89 %

Rasio specific heat	1,31
Power	7.402,93 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 2.500.805.179,43

V.29. Pompa Heavy Liquid (L-313)

Fungsi	Mempompa air yang keluar dari alat <i>Three Phase Separator</i> I (H-310) dan <i>Three Phase Separator</i> II (H-320) untuk dipanaskan di <i>Preheater Recovery</i> (E-311) bersama dengan air dari <i>water process</i>
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi	
Tekanan masuk	0,1 kg/cm ² (g)
Tekanan keluar	2,0 kg/cm ² (g)
Suhu	30 °C
Jenis fluida	Air
Flow rate	3.136,55 ft ³ /jam
Power pompa	27,09 hp
Ukuran pompa	IPS 6 in sch 40
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Diameter luar	3,50 in
Diameter dalam	3,07 in
Flow area	7,38 in ²
Kecepatan fluida	17,00 m/s
Head	10,00 ft
Friksi total pompa	122,45 ft.lb _f /lb _m
Efisiensi	75 %
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 99.213.303,72

V.30. Three Phase Separator II (H-320)

Fungsi	Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa <i>decant oil</i>
Tipe	<i>Three phase horizontal</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	35,28 °C 0,10 kg/cm ² (g)
Kapasitas	41.920,77 m ³ /jam
Ukuran Diameter Separator, D <i>Effective length</i> , L _(gas) <i>Effective length</i> , L _(liquid) <i>Slenderness ratio</i> , SR	36 in 40,80 in 1.984,80 in 73,50 in
<i>Settling velocity of oil droplet</i>	0,55 ft
<i>Drag coefficient</i>, Cd	2,07
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 2.500.805.179,43

V.31. Flare (Q-321)

Fungsi	Membakar <i>tail gas</i> yang keluar sebagai hasil samping <i>Reaktor Furnace</i> (R-110), <i>Bag Filter</i> II (H-214), dan <i>Bag Filter</i> III (H-221)
Tipe	<i>Mechanically fired industrial</i>
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	730,24 °C 0,1 kg/cm ² (g)
Jenis fluida	<i>Tail gas</i> dan udara
Kapasitas	21.273,92 m ³ /jam
Tinggi	82 ft
Diameter	- Diameter bagian dasar : 3,22 in

	- Diameter bagian atas : 4,92 in
Residence time	0,7 – 1 detik
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 11.126.063.345,53

V.32. Pompa *Light Liquid* (L-322)

Fungsi	Mempompa <i>decant oil</i> yang keluar dari alat <i>Three Phase Separator</i> I (H-310) dan <i>Three Phase Separator</i> II (H-320) menuju <i>Decant Oil Storage</i> (F-111)
Tipe	<i>Centrifugal pump</i>
Kondisi operasi Tekanan masuk Tekanan keluar Suhu	0,1 kg/cm ² (g) 2,0 kg/cm ² (g) 30 °C
Jenis fluida	<i>Decant oil</i>
Flow rate	198,41 ft ³ /jam
Power pompa	0,55 hp
Ukuran pompa	IPS 6 in sch 40
Bahan pipa	<i>Commercial steel</i>
Diameter luar	3,50 in
Diameter dalam	3,07 in
Flow area	7,38 in ²
Kecepatan fluida	0,33 m/s
Head	10 ft
Friksi total pompa	0,49 ft.lb _f /lb _m
Efisiensi	75 %
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 99.213.303,72

V.33. Filter Udara II (L-323)

Fungsi	Menyaring udara yang masuk dari debu dan kotoran lainnya sebelum masuk <i>Blower</i> Udara II (G-324)
Tipe	<i>Filter medium viscous</i>
Jenis filter	<i>High Efficiency Air Cleaning</i> (HEPA)
Bentuk	<i>Fiber glass</i> yang berdiameter besar dan tersusun atas lembaran dan memiliki <i>organic binder</i> untuk menahan <i>fiber</i> dan memberikan <i>tensile strength</i> lebih
Kondisi operasi Suhu operasi Tekanan operasi	30 °C 0 kg/cm ² (g)
Kapasitas	1.000 ft ³ /min
Depth gasket	11,5 in
Efisiensi	99,97 – 100 %
Kapasitas desain	250 ft/min
Luas filter	335,69 ft ²
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 937.014.535,12

V.34. Blower Udara II (G-324)

Fungsi	Menaikkan tekanan udara kering menuju <i>Flare</i> (Q-321)
Tipe	<i>Centrifugal</i>
Kondisi operasi Suhu masuk Tekanan masuk Suhu keluar Tekanan keluar	30 °C 0 kg/cm ² (g) 124,4 °C 1,14 kg/cm ² (g)
Kapasitas	142.583,27 m ³ /jam
Power blower	4.514,12 hp
Jumlah alat	1 buah
Harga	Rp 4.047.272.865,96

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Parameter kelayakan pendirian pabrik dilakukan dengan analisa ekonomi. Parameter kelayakan tersebut antara lain POT (*Pay Out Time*), NPV (*Net Present Value*), dan BEP (*Break Even Point*). Selain hal – hal tersebut, untuk mendirikan suatu pabrik diperlukan analisa dalam unit utilitas, struktur organisasi pabrik, jumlah dan gaji karyawan, perhitungan modal perusahaan dan keuntungan maupun kerugian. Perhitungan lengkap analisa ekonomi dapat dilihat melalui Appendiks D.

VI.1. Pengelolaan Sumber Daya Manusia

VI.1.1. Sistem Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan ini adalah garis dan *staff*. Alasan pemakaian sistem ini adalah :

- Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
- Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah sehingga disiplin kerja lebih baik, dimana masing-masing kepala bagian/*manager* secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan.
- Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman.
- Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.

Terdapat dua komponen utama dalam organisasi garis dan *staff*, yaitu :

➤ **Pimpinan**

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

- a. Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi bersama *staff*.
- b. Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
- c. Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- d. Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.
- e. Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

➤ *Staff* (Pembantu Pimpinan)

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang bertugas membantu pemimpin dan menjalankan kebijaksanaan perusahaan. *Staff* merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama. Terdapat berbagai macam *staff* antara lain sebagai berikut :

a. *Staff* koordinasi

Biasanya disebut *staff* umum, yaitu kelompok *staff* yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, dan setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

b. *Staff* teknik

Biasanya disebut *staff* khusus, yaitu kelompok *staff* yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.

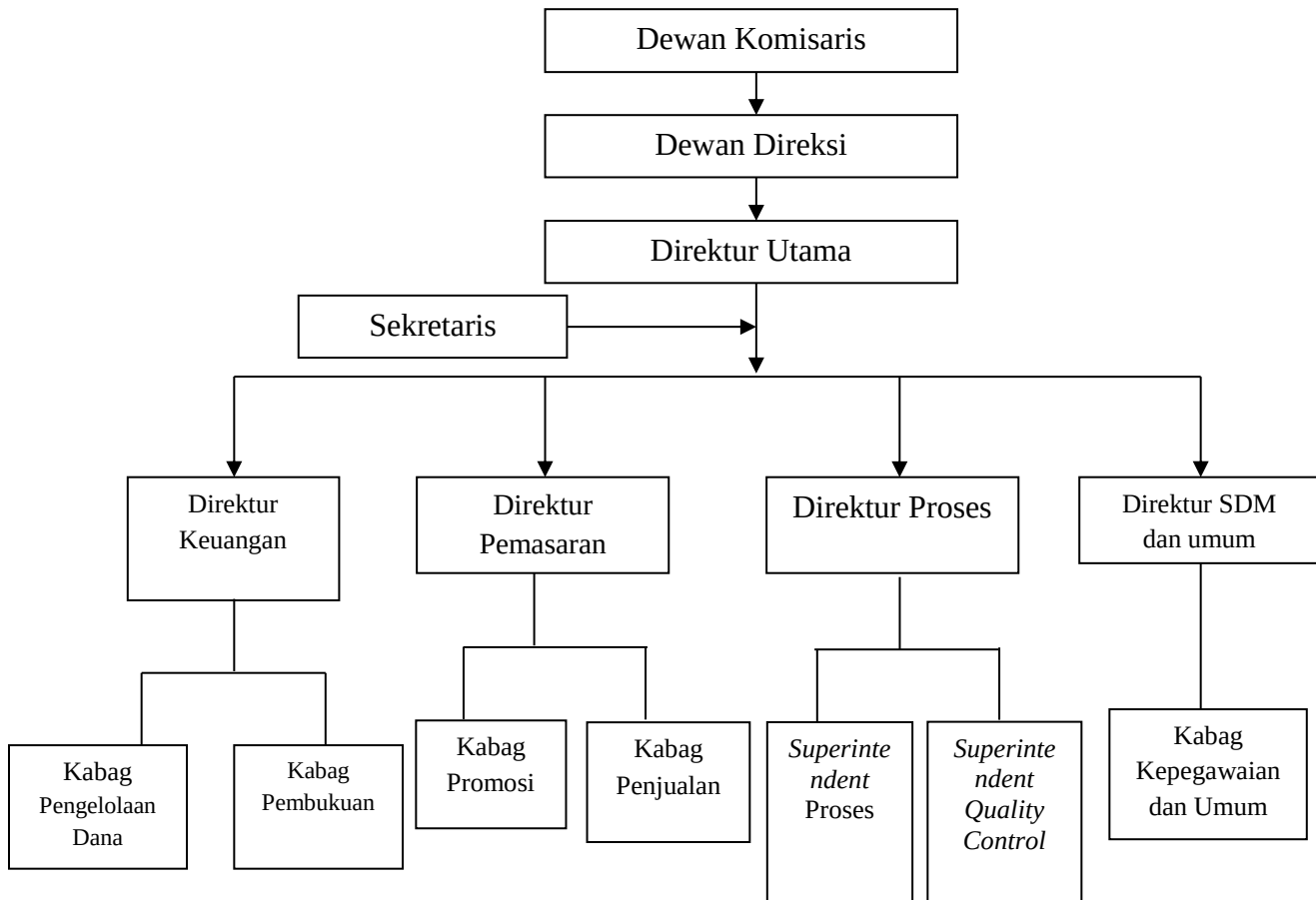
c. *Staff* ahli

Staff ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan dibentuk untuk mempersatukan dan menggaling semua aktivitas yang ada untuk mencapai tujuan. Jumlah setiap bagian yang ada didasarkan pada jumlah tenaga kerja yang diperlukan oleh perusahaan. Dimana perusahaan dengan kapasitas 300 ton/hari dengan dua tahapan proses utama, maka diperlukan jumlah tenaga kerja sebanyak 129 pekerja per hari (*Timmerhauss, 1991*).

Pada struktur organisasi Pabrik *Carbon Black*, sistem organisasi mengikuti garis dan staf yang terdiri dari Dewan komisaris, Dewan Direksi, *Direktur utama*, *Superintendent*, Kepala Seksi, Kepala Regu, dan Pelaksana. Dewan komisaris dibentuk untuk mengawasi direksi dalam mengelola perusahaan. Dewan komisaris terdiri dari seorang komisaris utama dan empat orang komisaris anggota yang bertanggungjawab kepada Departemen Perindustrian RI melalui Dirjen Industri Kimia Dasar. Berikut adalah struktur organisasi perusahaan yang terlampir pada Gambar VI.1. :



Gambar VI.1. Struktur Organisasi Perusahaan

Tugas untuk masing – masing bagian adalah sebagai berikut :

1. Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggung-jawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham, dan merekalah yang memilih dan menentukan direktur.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai wakil dari pemegang saham. Komisaris diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu apabila

bertindak tidak sesuai dengan anggaran dasar atau kepentingan dari kalangan pemegang saham dari perseroan tersebut.

Tugas dewan komisaris :

- Mengawasi direktur dan berusaha agar tindakan direktur tidak merugikan perseroan.
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi/pengawasan tentang hasil yang diperoleh perusahaan.
- Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan.

3. Dewan Direksi

Dewan Direksi terdiri dari seorang Direktur Utama dan empat orang Direktur yaitu Direktur Keuangan, Direktur Pemasaran, Direktur Proses, dan Direktur Sumber Daya Manusia dan Umum. Dewan Direksi bertanggung jawab kepada dewan komisaris yang mewakili pemerintah sebagai pemegang saham.

Pada pelaksanaan sehari – hari dewan direksi didukung oleh :

1. Kepala Kompartemen
2. Kepala Departemen
3. Kepala Bagian
4. Wakil Kepala Bagian
5. Kepala Seksi
6. Kepala Regu
7. Pelaksana

4. Direktur Utama

Direktur utama adalah pemegang kepengurusan dalam perusahaan dan merupakan pimpinan tertinggi dan penanggung jawab utama dalam perusahaan secara keseluruhan.

Tugas direktur utama antara lain adalah :

- Menetapkan strategi perusahaan, merumuskan rencana-rencana dan cara melaksanakannya.
- Menetapkan sistem organisasi yang dianut dan menetapkan pembagian kerja, tugas dan tanggung jawab dalam perusahaan untuk mencapai tujuan yang telah ditetapkan.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari semua bagian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Mempertanggungjawabkan kepada dewan komisaris, segala pelaksanaan dari anggaran belanja dan pendapatan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan.

Selain tugas-tugas diatas, direktur utama juga berhak mewakili perusahaan secara sah dan langsung disegala hal dan kejadian yang berhubungan dengan kepentingan perusahaan.

5. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, terutama yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik, konstruksi pabrik dan kualitas dari bahan baku yang digunakan, serta produk yang dihasilkan. Dalam hal ini, seorang direktur produksi dibantu oleh dua orang *superintendent* yang masing-masing menangani bidang proses dan *quality control*, dan membawahi *supervisor* di bagian masing-masing.

Tugas direktur produksi antara lain adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, dan *quality* dari bahan baku serta produk yang dihasilkan.
- Menentukan kebijakan operasi pabrik agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian produksi.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

6. Direktur Pemasaran

Direktur pemasaran bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran. Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh dua orang kepala bagian yang masing-masing menangani bidang promosi dan penjualan, dan membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur pemasaran antara lain sebagai berikut :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk melaksanakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

7. Direktur Keuangan

Direktur keuangan bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan hal keuangan dan pembukuan perusahaan. Dalam hal ini, direktur keuangan dibantu oleh kepala bidang pengelolaan dana dan kepala bidang pembukuan yang masing-masing membawahi karyawan di bidangnya.

Tugas direktur keuangan antara lain adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok bidang keuangan dan pembukuan perusahaan.
- Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian keuangan.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

8. Direktur Sumber Daya Manusia (SDM) dan Umum

Direktur SDM bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan kepegawaian. Dalam hal ini, direktur SDM dibantu oleh seorang kepala bagian kepegawaian yang membawahi beberapa karyawan bidangnya.

Tugas direktur SDM antara lain adalah :

- Membantu direktur utama dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi

karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.

- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian kepegawaian.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur utama.

9. Kepala Bagian Pengelolaan Dana

Tugas kepala bagian pengelolaan dana antara lain adalah :

- Mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan *order-order* pembelian. Untuk mempersiapkan pembelian, harus ditetapkan :
 - Barang yang dibeli
 - Jumlah yang dibeli
 - Waktu pembelian
 - Tempat pembelian
 - Syarat penyerahan barang yang akan dibeli
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pengelolaan dana.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

10. Kepala Bagian Pembukuan

Tugas kepala bagian pembukuan antara lain adalah :

- Bertanggung jawab dengan segala bentuk pembukuan kegiatan yang telah dilakukan dan merencanakan kegiatan yang akan dilakukan.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang pembukuan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur keuangan.

11. Kepala Bagian Promosi

Tugas kepala bagian promosi antara lain adalah :

- Kepala bagian promosi bertanggung jawab atas kesuksesan pemasaran dengan

melakukan berbagai promosi ke konsumen.

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang promosi.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

12. Kepala Bagian Penjualan

Tugas kepala bagian penjualan antara lain adalah :

- Mengusahakan agar hasil-hasil produksi dapat disalurkan dan didistribusikan secara tepat agar harga jual terjangkau dan mendapat keuntungan optimum.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan karyawan bidang penjualan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur pemasaran.

13. Superintendent Proses

Superintendent proses bertugas mengusahakan agar proses produksi dilakukan dengan teknik yang efektif dan efisien dan memudahkan karyawan sehingga diperoleh produk dengan biaya rendah, kualitas tinggi dan harga yang bersaing yang diinginkan dalam waktu yang sesingkat mungkin.

Tugas *superintendent* proses antara lain adalah :

- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan karyawan bagian produksi yang terdiri dari *supervisor* dan operator yang bekerja langsung di lapangan.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.

14. Superintendent Quality Control

Tugas *superintendent quality control* antara lain adalah :

- Mengontrol kualitas produk, meneliti, dan mengembangkan penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.
- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Berkoordinasi dengan *supervisor* bagian *quality control*.

- Bertanggung jawab langsung kepada direktur produksi.

15. Kepala Bagian Kepegawaian dan Umum

Tugas kepala bagian kepegawaian antara lain adalah :

- Mengurusi penelitian dan pelatihan terhadap karyawan maupun pelajar yang akan melakukan kerja praktek.
- Mengurusi kesejahteraan karyawan meliputi gaji, tunjangan dan penerimaan pegawai baru.
- Mengurusi fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Bertugas untuk memberikan bantuan kepada direktur SDM dalam masalah-masalah kepegawaian, antara lain penerimaan, pemilihan, penempatan, pemberhentian tenaga kerja, dan masalah upah.
- Bertanggung jawab langsung kepada direktur SDM.

VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Pabrik *carbon black* ini memiliki kapasitas 90.000 ton per tahun atau sama dengan 12.500 kg/jam. Berdasarkan kapasitas tersebut dan jenis proses yang terjadi di pabrik, maka diperoleh bahwa pabrik ini membutuhkan tenaga kerja sebanyak 62 jam tenaga kerja per hari untuk setiap tahapan prosesnya. Dan pabrik ini secara garis besar memiliki tiga tahapan utama, yakni *carbon black production*, *product treatment*, dan *recovery decant oil*. Sehingga bila dikalikan dengan tahapan proses yang ada, maka dalam satu hari pabrik ini membutuhkan 186 tenaga kerja dan ketika dibagi dengan jumlah jam kerja dalam satu *shift* (8 jam) didapatkan jumlah tenaga kerja untuk *operating labor* sejumlah 23 pekerja/hari sedangkan untuk total jumlah tenaga kerja secara keseluruhan untuk pabrik *carbon black* ini adalah 129 tenaga kerja (Timmerhauss, 1991).

VI.1.4. Status Karyawan dan Pemberian Gaji

Sistem pemberian gaji karyawan dibedakan menurut status karyawan, tingkatan pendidikan, besar kecilnya tanggung jawab/kedudukannya, serta keahlian dan masa kerja. Berdasarkan statusnya, karyawan pabrik dapat digolongkan menjadi 3 golongan sebagai berikut

a. Karyawan Tetap

Karyawan tetap adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerja.

b. Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan oleh direksi tanpa SK dari direksi dan mendapat upah harian yang dibayar setiap akhir pekan.

c. Pekerja Borongan

Pekerja borongan adalah tenaga yang diperlukan oleh pabrik bila diperlukan pada saat tertentu saja, misalnya tenaga *shut down* dan bongkar muat bahan baku. Pekerja borongan menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan tertentu.

Tabel VI.1. Perincian Jumlah dan Pembagian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Gaji/bulan (USD)	Jumlah Karyawan	Jumlah (USD)
1	Direktur Utama	6.000,00	1	6.000,00
2	Komisaris	5.000,00	3	15.000,00
3	Dewan Direksi	2.700,00	6	16.200,00
4	Sekretaris Direktur	900,00	6	5.400,00
5	Kepala Bagian	1.150,00	11	12.650,00
6	Kepala Seksi	1.000,00	7	7.000,00
7	Karyawan			
	a. Lulusan S1	570,00	15	8.550,00
	b. Lulusan D3	320,00	36	11.520,00
	c. Lulusan SMK	250,00	50	12.500,00
8	Dokter	700,00	5	3.500,00
9	Perawat	320,00	10	3.200,00
10	Sekuriti	260,00	20	5.200,00
11	<i>Cleaning service</i>	230,00	20	4.600,00
Total			190	111.320,00

Untuk tenaga kerja operator dan karyawan tidak tetap, diberlakukan sistem waktu kerja *shift*. Sistem ini terdiri atas empat *shift*, yaitu Pagi, Sore, Malam, dan satu *shift* lagi di bagian *shift* berikutnya, dengan tujuan ada waktu istirahat lebih untuk karyawan tersebut. Dimana sistem pembagian jam kerja adalah sebagai berikut :

Tabel VI.2. Pembagian Jam Kerja Karyawan

<i>Shift</i>	<i>Jam Kerja</i>
<i>Shift pagi</i>	06.00 – 14.00
<i>Shift siang</i>	14.00 – 22.00
<i>Shift malam</i>	22.00 – 06.00
<i>Non-shift</i>	07.30 – 16.30

VI.2. Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan pemegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik *carbon black* ini meliputi :

1. Air, digunakan sebagai pendingin (*Cooling Water*), sanitasi, dan air proses
2. Udara digunakan untuk *feed* pada *Reactor* (R-110), *Pneumatic System*, dan *Rotary Dryer* (B-220)
3. Listrik, digunakan sebagai sumber tenaga penggerak pada peralatan proses serta sebagai sumber penerangan.
4. Bahan bakar, sebagai sumber energi pada *generator* dan berbagai proses pemanasan

Maka untuk memenuhi kebutuhan utilitas pabrik diatas, diperlukan unit-unit sebagai penghasil sarana utilitas, yaitu :

VI.2.1. Unit Pengolahan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah terlebih dahulu agar tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran operasi. Air pada pabrik *carbon black* ini digunakan untuk kepentingan :

- **Air Proses**

Air proses meliputi air yang digunakan pada reaktor zona *quenching*, *quenching tower*, dan *pelletizer*. Sehingga pabrik ini tidak membutuhkan *supply steam* dari sistem utilitas, sehingga dapat menekan biaya utilitas. Pada unit pengolahan air ini, peralatan yang digunakan meliputi : pompa air, bak pendingin, kation-anion *exchanger*, dan sebagainya.

Unit penyediaan air bertugas untuk memenuhi kebutuhan air ditinjau dari segi panas. Penggunaan air sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas didasarkan pada faktor berikut :

1. Air dapat menyerap jumlah panas yang tinggi per satuan volume.
2. Air merupakan materi yang mudah didapat dan relatif murah.
3. Tidak mudah mengembang atau menyusut dengan adanya perubahan suhu.
4. Mudah dikendalikan dan dikerjakan.
5. Tidak mudah terdekomposisi.

Syarat air pendingin adalah tidak boleh mengandung :

- a. *Hardness*, yang memberikan efek pada pembentukan kerak.
- b. Zat-zat organik, sebagai penyebab *slime*.
- c. Silika, sebagai penyebab kerak.

Pada air pendingin ditambahkan zat kimia yang bersifat menghilangkan dan mencegah kerak, zat organik, dan korosi.

▪ Air Sanitasi

Air sanitasi meliputi air untuk laboratorium dan karyawan di lingkungan pabrik. Penggunaannya antara lain untuk konsumsi, mencuci, mandi, memasak, laboratorium, perkantoran dan lain-lain. Adapun syarat air sanitasi, meliputi :

a. Syarat Fisik :

- Suhu di bawah suhu udara
- Warna jernih
- Tidak berasa
- Tidak berbau
- Kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 mg/liter.

b. Syarat Kimia :

- pH = 6,5 - 8,5
- Tidak mengandung zat terlarut yang berupa zat organik dan anorganik seperti PO_4 , Hg, Cu, dan sebagainya.

c. Syarat Bakteriologi :

- Tidak mengandung kuman atau bakteri, terutama bakteri patogen
- Bakteri *E. coli* kurang dari 1/100 ml.

Untuk unit penghasil air sanitasi diperlukan peralatan sebagai berikut : pompa air sungai, bak pra sedimentasi, bak koagulasi dan flokulasi, tangki tawas, tangki Ca(OH)_2 , bak sedimentasi, bak penampung, pompa *sand filter*, tangki *sand filter*, bak penampung air bersih, bak penampung air sanitasi, tangki desinfektan, dan pompa air untuk sanitasi.

VI.2.2. Unit Pengolahan Udara

Udara yang telah mengalami penyaringan digunakan untuk *feed* pada reaktor, *pneumatic conveyor*, dan *rotary dryer*. Udara ini didapatkan dari atmosfer yang kemudian dilewatkan pada filter udara untuk menghindarkan dari partikel – partikel berbahaya bagi proses. Peralatan yang dibutuhkan untuk sistem ini antara lain adalah *blower*, *compressor* dan *filter* udara.

VI.2.3. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Kebutuhan listrik yang diperlukan untuk pabrik *carbon black* ini diambil dari *generator* sebagai penghasil tenaga listrik, dengan distribusi sebagai berikut :

- Untuk proses produksi
- Untuk penerangan pabrik dan kantor.

Energi listrik diperoleh sistem *generator*, khususnya menggunakan *Steam Turbin Generator* (STG). *Steam* yang dihasilkan *Boiler* dilewatkan dalam suatu *steam turbine system* sehingga dengan bantuan *generator* akan menghasilkan energi listrik untuk pemenuhan kebutuhan listrik pabrik. Selain itu, panas hasil pembakaran yang masih bisa dimanfaatkan, contohnya adalah panas hasil pembakaran di *Flare* (Q-312), yang masih bersuhu cukup tinggi (730,24 °C), dimanfaatkan untuk memanaskan udara untuk *Rotary Dryer* (B-220). Sehingga mampu menghemat panas yang dibutuhkan, sedangkan kekurangan pasokan listrik yang digunakan untuk kebutuhan penerangan di kantor diambil dari Perusahaan Listrik Negara (PLN).

VI.2.4. Unit Penyedia Bahan Bakar

Bahan bakar dalam pabrik diperlukan sebagai sumber energi *generator* dan berbagai macam proses pemanasan. Bahan bakar yang umum digunakan antara lain solar, *gasoline*, dan

gas alam. Bahan bakar ini diperoleh dari utilitas dengan mendapat dari *supplier* perusahaan minyak dan gas bumi.

VI.3. Analisis Ekonomi

Analisis ekonomi dihitung untuk mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada pra desain pabrik *carbon black* dari *decant oil* ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah :

1. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return* / IRR)
2. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time* / POT)
3. Titik Impas (*Break Even Point* / BEP)

VI.3.1. Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisis ekonomi pabrik *carbon black* ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 2 tahun biaya pengeluaran, yaitu biaya peralatan, bangunan, lahan, yang terinci dalam modal tetap dan modal kerja.
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 3,53 % setiap tahun;
- Eskalasi biaya produksi yang meliputi biaya bahan baku, biaya utilitas, biaya tetap, biaya *plant overhead*, dan biaya umum sebesar nilai inflasi 3,53 % setiap tahun;
- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 9,75 % per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 5 tahun;
- Penyusutan investasi alat & bangunan terjadi dalam waktu 10 tahun secara *straight line*.

VI.3.2. Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return*, IRR)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D diperoleh harga $i = 27,03\%$ Harga i yang diperoleh ini lebih besar daripada harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu sebesar 9,75 % per tahun. Sehingga dengan harga $i = 27,03\%$ ini, menunjukkan bahwa pabrik *carbon black* dari *decant oil* ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 9,75 % per tahun.

VI.3.3. Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal pabrik *cabon black* ini adalah 3,21 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena nilai POT yang didapatkan lebih kecil daripada perkiraan usia pabrik, yakni 10 tahun.

VI.3.4. Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan nilai titik impas (BEP) = 37,21 %.

Tabel VI.3. Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi

No	Keterangan	Unit	Jumlah
1	<i>Total Capital Investment (TCI)</i>	Rp	1.058.519.130.652
2	<i>Interest</i>	% per tahun	9,75
3	<i>Net Present Value (NPV) 10 tahun</i>	Rp	2.813.847.452.715
4	<i>Internal Rate of Return (IRR)</i>	%	27,03
5	<i>Pay Out Time (POT)</i>	Tahun	3,21
6	<i>Break Even Point (BEP)</i>	%	37,21
7	Harga <i>Decant oil</i>	US\$ per ton	138,18
8	Harga Gas Alam	US\$ per ton	370,6
9	Harga Jual <i>Carbon black</i>	US\$ per ton	2.000
10	<i>Project Life</i>	Tahun	10
11	Waktu Konstruksi	Tahun	2
12	Operasi Per Tahun	Hari per tahun	300

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan hasil yang telah dipaparkan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan beberapa hal sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : kontinu, 24 jam/hari, 300 hari/tahun
2. Kapasitas produksi *carbon black* : 90.000 ton/tahun
3. Bahan baku *decant oil* : 21.230,95 kg/jam (152.142,86 ton/tahun)
4. Umur pabrik : 10 tahun
5. Masa konstruksi : 2 tahun
6. Analisis ekonomi :
 - *Total Capital Investment* : Rp 1.058.519.130.652
 - *Internal Rate of Return* : 27,03 %
 - *Pay Out Time* : 3,21 tahun
 - *Break Even Point* : 37,21 %

Berdasarkan hasil analisis ekonomi diatas, terlihat bahwa IRR sebesar 27,03 % berada diatas bunga pinjaman bank sebesar 9,75 %, dengan POT berada antara tahun ketiga menginjak tahun keempat. Dari hasil analisa tersebut, maka pabrik *carbon black* dari *decant oil* ini layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- Asahi Carbon Co., LTD, Administrator. 2016. *Carbon Black Process Diagram*. Diakses pada 26 Oktober 2018, pukul 19.00 WIB.
- Austin, George T. 1984. *Shreve's Chemical Process Industries*. United States: McGraw Hill.
- Badan Pusat Statistik, Administrator. 2018. *Komoditi Ekspor – Impor*. <http://www.bps.go.id/>. Diakses pada 2 Oktober 2018, pukul 11.00 WIB.
- Bank Indonesia, Administrator. 2017. *Suku Bunga Kredit Bank di Indonesia*. <http://bi.go.id>. Diakses pada 8 Januari 2019, pukul 14.18 WIB.
- Brownell, Lloyd E. 1979. *Equipment Design*. New Delhi: Wiley Eastern Ltd.
- Cabot, Administrator. 2014. *Carbon Black Product Data Sheet*. <http://www.cabotcorp.com>. Diakses pada 1 November 2018, pukul 15.30 WIB.
- Cabot, Administrator. 2017. *Laporan Tahunan PT Cabot Indonesia*. <http://www.cabotcorp.com>. Diakses pada 1 November 2018, pukul 20.09 WIB.
- Conklin, Howard L. 1956. *Water Requirement in Carbon Black Industry*. Washington D, C: United States Government Printing Office.
- Coulson & Richardson. 2001. *Chemical Engineering Volume 6 3th Edition*. Butterworth: Heinemann.
- Donnet, Jean-Baptise. 1993. *Carbon Black: Science and Technology*. New York Basel: Marcel Dekker, Inc.
- GAPS Guidelines. 2015. *Carbon Black Plants*. Connecticut: Global Asset Protection Services LLC.
- Geankoplis, Christie. 2003. *Transport Process and Unit Operations 4th Edition*. New Jersey: Prentice-Hall, Inc.
- Google, Administrator. *Maps of Balongan Jawa Barat*. <http://www.google.co.id/maps>. Diakses pada 13 Oktober 2018, pukul 13.35 WIB.
- Hendrickson, Fred. 2011. *Making Carbon Black*. Presented by Sir Richardson Carbon Co.
- Himmelblau, David M. 1989. *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering*. Texas: Prentice-Hall International, Inc.
- Kemenperin, Administrator. 2017. *Laporan Tahunan Kementrian Perindustrian*. <http://www.kemenperin.go.id>. Diakses pada 2 Oktober 2018, pukul 17.43 WIB.
- Kern, Donald Q. 1965. *Process Heat Transfer*. International Edition, McGraw-Hill Book Company, Tokyo.

- Kusnarjo. 2010. *Desain Alat Penukar Panas*. Surabaya: itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. Surabaya: itspress.
- Kusnarjo. 2010. *Ekonomi Teknik*. Surabaya: itspress.
- Levenspiel, Octave. 1999. *Chemical Reaction Engineering 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons.
- Matches, Administrator. *Index of Process Equipment*. <http://www.matche.com>. Diakses pada 4 Januari 2019, pukul 10.00 WIB.
- McCabe, Warren L. 1993. *Unit Operations of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw Hill, Inc.
- McGraw Hill Education, Administrator. *Equipment Cost*. <http://www.mhhe.com>. Diakses pada 4 Januari 2019, pukul 10.05 WIB.
- McKetta, J. J. 1984. *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*. New York: Marcel Dekker Inc.
- Mitsubishi Chemical, Administrator. 2016. *Manufacturing Process of Carbon Black*. Diakses pada 12 November 2018, pukul 12.13 WIB.
- Orion Engineered Carbon. Administrator. 2015. *What is Carbon Black*. <https://www.orioncarbons.com>. Diakses pada 17 November 2018, pukul 10.29 WIB.
- Othmer, Kirk. 2004. *Encyclopedia of Chemical Technology*. USA: Wiley.
- Perry, Robert H. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition*. New York: McGraw Hill, Inc.
- Pertamina. Administrator. *Industrial Fuel Marketing*. <http://www.pertamina.com>. Diakses pada 27 Oktober 2018, pukul 14.56 WIB.
- Shreve, R. Norris. 1956. *The Chemical Process Industries 2nd Edition*. New York: McGraw Hill, Inc.
- Smith, Robin. 2001. *Chemical Process Design and Integration*. USA: John Wiley & Sons Inc.
- Timmerhaus, Klaus D. 1981. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*. Singapore: McGraw Hill, Inc.
- Ulrich, Gael D. 1984. *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. USA: John Wiley & Sons Inc.
- United Carbon Co. Administrator. 2012. *Journal of the Air Pollution Control Association*. DOI: 10.1080/00022470.1968.10469118. Diakses pada 3 Desember 2018, pukul 13.32 WIB.

- Van Ness, Smith. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. Singapore: Mc Graw Hill, Inc.
- Vilbrandt, Frank C. 1942. *Chemical Engineering Plant Design*. New York: Mc Graw Hill, Inc.
- Wallas, Stanley M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Washington: Butterworth-Heinemann.
- Weatherbase. *Indramayu, Indonesia*. <http://www.weatherbase.com>. Diakses pada 29 Oktober 2018, pukul 15.56 WIB.

APPENDIKS A

PERHITUNGAN NERACA MASSA

Basis : Kapasitas *carbon black* yang dihasilkan = 90.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi selama 300 hari/tahun, dan 24 jam/hari

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas/jam} &= \frac{90.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12,5 \text{ ton/jam (12.500 kg/jam)}\end{aligned}$$

Untuk perhitungan neraca massa dan panas dihitung dengan menggunakan bantuan aplikasi Microsoft Excel dengan add-ins ChE Tools dan *software* Aspen HYSYS V8.8. Digunakan pilihan proses *Oil Furnace Black* yang digunakan hampir 90 % dari pabrik *carbon black* di dunia. Dalam proses pengerjaannya, perlu didefinisikan terlebih dahulu *fluid package* yang digunakan, meliputi *input* komponen yang dibutuhkan serta terlibat dalam proses, penentuan *property package* yang sesuai serta memasukkan seluruh reaksi dalam proses, contohnya reaksi pembakaran gas alam dengan udara, reaksi *cracking decant oil* dan reaksi pembakaran hidrokarbon di *Flare*. Untuk *property package*, dipilih Peng Robinson *Equation of State* (EOS).

Asumsi yang digunakan untuk perhitungan neraca massa adalah proses dalam keadaan *steady state*, sehingga tidak ada akumulasi yang terdapat dalam proses (*Accumulation* = 0), yakni :

$$\text{Massa masuk (In)} - \text{Massa keluar (Out)} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi} = 0$$

$$\text{Massa masuk (In)} + \text{Generasi} = \text{Massa Keluar (Out)} + \text{Konsumsi}$$

(Himmeblau, 1989)

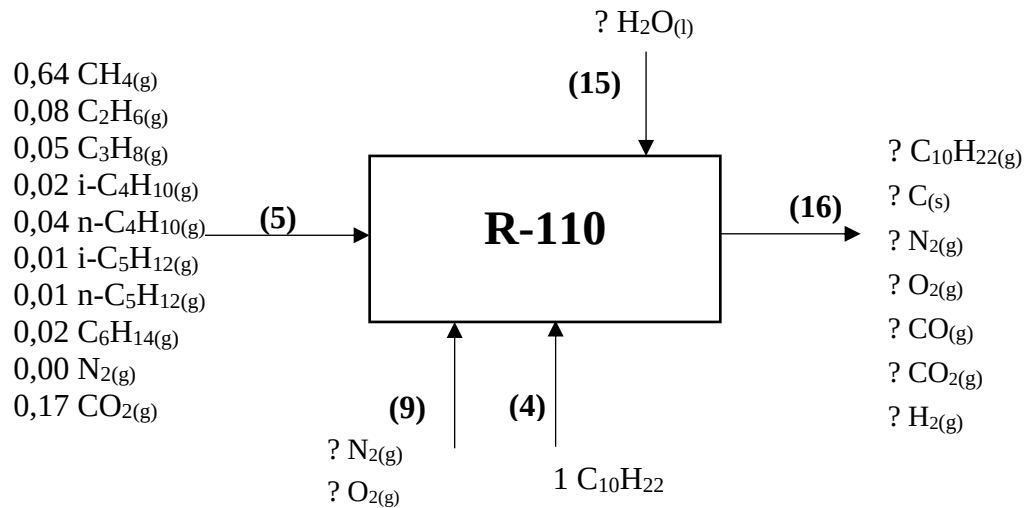
Dalam perhitungan yang dilakukan dalam setiap alatnya, fraksi yang tercantum dalam blok diagram adalah fraksi massa.

1. Reaktor *Furnace* (R-110)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memecah (*cracking*) *decant oil* menjadi *carbon black*

Reaktor *Furnace* (R-110) yang digunakan dalam proses *cracking decant oil* dibagi menjadi 3 zona untuk mempermudah perhitungan, yakni :

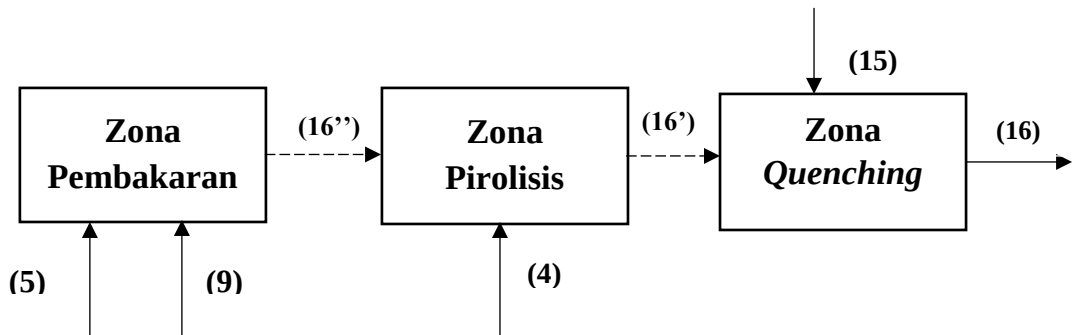
1. Zona Pembakaran
2. Zona Pirolisis
3. Zona Pendinginan (*quenching*)



Gambar A.1. Blok Diagram Reaktor *Furnace* (R-110)

Keterangan : <4> = Decant oil <15> = Air
 <5> = Gas alam <16> = Produk Reaktor (R-110)
 <9> = Udara

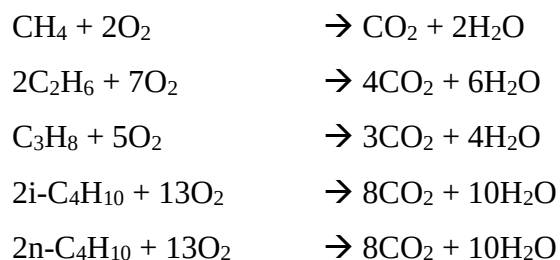
Berikut adalah gambaran skema blok diagram dari 3 zona dalam reaktor *furnace* tersebut :

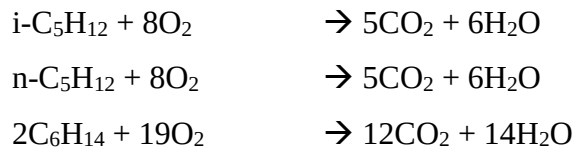


Gambar A.2. Blok Diagram Pembagian Zona Reaktor

Aliran <5>

Gas alam terdiri dari komponen Metana (CH_4) hingga Heksana (C_6H_{14}), seperti yang telah disajikan pada spesifikasi gas alam yang digunakan. Masing-masing komponen hidrokarbon tersebut akan bereaksi sempurna dengan *excess* udara, sesuai reaksi berikut :





Sedangkan, untuk komponen N₂ dan CO₂ yang terdapat di dalam gas alam tidak mengalami reaksi pembakaran. Gas alam tersebut berperan sebagai *secondary fuel* yang bereaksi dengan udara eksek, sehingga memberikan suplai panas yang menentukan temperatur reaktor agar terjadi *cracking decant oil* menjadi *carbon*. Jumlah gas alam yang dibutuhkan oleh reaktor untuk mencapai temperatur reaksi yang dibutuhkan (1550 °C) dijelaskan pada Appendiks B, yaitu 6.643,24 kg/ jam atau 322,02 kmol/jam. Berikut adalah jumlah mol dalam setiap komponen gas alam :

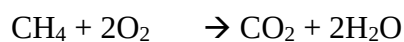
Tabel A.1. Laju Alir Komponen Gas Alam

Komponen	x _i (fraksi mol)	n _i (kmol/jam)	m _i (kg/jam)
CH ₄	0,8235	265,09	4.241,52
C ₂ H ₆	0,0522	16,80	504,11
C ₃ H ₈	0,0244	7,85	345,61
i-C ₄ H ₁₀	0,0055	1,77	102,69
n-C ₄ H ₁₀	0,0064	2,06	119,49
i-C ₅ H ₁₂	0,0023	0,74	53,31
n-C ₅ H ₁₂	0,0016	0,52	37,08
C ₆ H ₁₄	0,0036	1,16	99,66
N ₂	0,0005	0,16	4,51
CO ₂	0,0800	25,75	1.133,13
Total	1,0000	321,91	6.641,12

Aliran <9>

Asumsi : Udara yang digunakan dengan eksek oksigen 0,265 %

Diharapkan udara mampu membakar gas alam secara sempurna. Berikut adalah kebutuhan udara pembakaran gas alam yang dibutuhkan :



- Mol CH₄ awal = 265,09 kmol/jam
- Mol O₂ bereaksi = $\frac{\text{koefisien O}_2}{\text{koefisien CH}_4} \times \text{mol CH}_4$
 $= \frac{2}{1} \times 265,09$
 $= 530,19 \text{ kmol/jam}$

Dengan menggunakan langkah perhitungan yang sama, dapat dicari kebutuhan oksigen untuk membakar masing-masing komponen gas alam sesuai reaksi yang telah disebutkan sebelumnya, hasil perhitungan dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel A.2. Kebutuhan O₂ untuk Reaksi

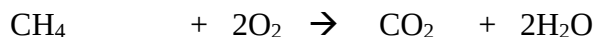
Komponen	Kebutuhan O ₂ (kmol/jam)
CH₄	530,19
C₂H₆	58,81
C₃H₈	39,27
2i-C₄H₁₀	11,51
2n-C₄H₁₀	13,39
i-C₅H₁₂	5,92
n-C₅H₁₂	4,12
2C₆H₁₄	11,01
Total	674,23

Dari hasil perhitungan, kebutuhan O₂ total yang dibutuhkan adalah 674,23 kmol/jam, dan dapat dihitung berapa laju alir udara total yang dibutuhkan untuk pre *Furnace Oil* (R-110), yakni :

- % Ekses $= \frac{O_2 \text{ sisa}}{O_2 \text{ teoritis}} \times 100\%$
- O₂ sisa $= 0,265 \% \times 674,23 \text{ kmol/jam}$
 $= 1,79 \text{ kmol/jam}$
- Laju alir O₂ total $= O_2 \text{ teoritis} + O_2 \text{ sisa}$
 $= 674,23 \text{ kmol/jam} + 1,79 \text{ kmol/jam} = 676,02 \text{ kmol/jam}$
- Laju alir N₂ $= \frac{0,79}{0,21} \times 676,02$
 $= 2.543,11 \text{ kmol/jam}$
- Laju alir udara total $= \text{Laju alir O}_2 \text{ total} + \text{Laju alir N}_2$
 $= 3.219,13 \text{ kmol/jam}$
 $= 92.839,57 \text{ kg/jam}$

Aliran <16''>

Dihasilkan CO₂ dan H₂O sebagai hasil pembakaran sempurna gas alam seperti yang telah disebutkan pada reaksi sebelumnya. Berikut adalah contoh langkah pengerjaan untuk mendapatkan mol CO₂ dan H₂O produk :



- Mol CO₂ produk = $\frac{1}{1} \times 265,09 \text{ kmol/jam}$
= 265,09 kmol/jam
- Mol H₂O produk = $\frac{2}{1} \times 265,09 \text{ kmol/jam}$
= 530,19 kmol/jam

Dengan cara yang sama, dapat dicari mol CO₂ dan H₂O yang terbentuk untuk komponen lainnya yang terdapat di dalam gas alam, dengan hasil sebagai berikut :

Tabel A.3. Laju Alir CO₂ dan H₂O yang Terbentuk

Komponen	Mol CO ₂ produk (kmol/jam)	Mol H ₂ O produk (kmol/jam)
CH ₄	265,09	530,19
C ₂ H ₆	33,61	50,41
C ₃ H ₈	23,56	31,42
i-C ₄ H ₁₀	7,08	8,85
n-C ₄ H ₁₀	8,24	10,30
i-C ₅ H ₁₂	3,70	4,44
n-C ₅ H ₁₂	2,58	3,09
C ₆ H ₁₄	6,95	8,11
Total	350,82	646,82

- Total CO₂ yang dihasilkan = $350,82 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 44,0 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
= 15.436,09 kg/jam
- Total H₂O yang dihasilkan = $646,82 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 18,0 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
= 11.642,74 kg/jam
- Total N₂ produk = N₂ aliran <5> + N₂ aliran <9>
= (0,16 + 2.543,11) kmol/jam
= 2.543,27 kmol/jam (71.211,56 kg/jam)
- O₂ sisa reaksi = 1,79 kmol/jam (57,18 kg/jam)

Aliran <4>

Terjadi reaksi utama berupa *cracking decant oil* menjadi *carbon*. Pertama, dicari terlebih dahulu kebutuhan *decant oil* yang dibutuhkan :

- Kebutuhan *decant oil*
 - Kapasitas produk = 12.500 kg/jam
 - % Yield = 70 %

Aliran <16'>

- Reaksi Pirolisis :
 - Konversi pirolisis = 70 %
 - Reaksi yang terjadi : $C_{10}H_{22} \rightarrow 10C + 11 H_2$
 - Mol *decant oil* yang bereaksi $= \frac{\text{Kapasitas Pabrik}}{\text{BM C} \times \text{koefisien C}}$
 $= \frac{12.500 \text{ kg/jam}}{12 \text{ kg/kmol} \times 10}$
 $= 104,17 \text{ kmol/jam}$
 - Mol *decant oil* sisa reaksi $= \frac{1 - \text{konversi}}{\text{konversi} \times \text{reaktan}}$
 $= \frac{1 - 0,7}{0,7} \times 104,17 \text{ kmol/jam}$
 $= 44,64 \text{ kmol/jam}$
 - Mol *decant oil* total = *Decant oil* yang bereaksi + *decant oil* sisa
 $= 148,81 \text{ kmol/jam}$ (21.130,95 kg/jam)
 - Carbon yang terbentuk $= 10/1 \times 104,17 \text{ kmol/jam}$
 $= 1.041,67 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 12,00 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
 $= 12.500,00 \text{ kg/jam}$
 - H₂ yang terbentuk $= 11/1 \times 104,17 \text{ kmol/jam}$
 $= 1.145,83 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 2 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
 $= 2.291,67 \text{ kg/jam}$
 - N₂ bersifat *inert*, sehingga tidak bereaksi. N₂ input = N₂ output

Aliran <15>

Produk yang telah terbentuk diberikan air pendingin (*quench water*) agar reaksi perengkahan dapat berhenti. Selain itu, untuk menurunkan temperatur produk reaktor hingga bersuhu 870 °C.

Dengan menggunakan metode *adjust* pada Hysys seperti yang dijelaskan pada Appendiks B, jumlah H₂O (*quench water*) yang dibutuhkan untuk mencapai temperatur keluar 870 °C adalah 29.635,50 kg/jam atau 1.646,42 kmol/jam.

Aliran <16>

Aliran <16> merupakan aliran *output* dari Reaktor *Furnace* (R-110), dimana terdapat komponen *Carbon*, CO₂, H₂ dan H₂O terdapat sisa *decant oil* yang belum bereaksi sebagai produk hasil reaksi. Berikut adalah detail perhitungannya :

- Massa *carbon*_{<16>} = Massa *carbon*_{<16'>}
= 12.500 kg/jam
- Massa CO₂_{<16>} = Massa CO₂_{<5>} + Massa CO₂_{<16''>} + Massa CO₂_{<16'>}
= (1.133,13 + 15.436,09 + 0) kg/jam
= 16.569,22 kg/jam
- Massa H₂_{<16>} = Massa H₂_{<16'>}
= 2.291,67 kg/jam
- Massa H₂O_{<16>} = Massa H₂O_{<16''>} + Massa H₂O_{<16'>} + Massa H₂O_{<15>}
= 41.278,24 kg/jam
- Massa *decant oil*_{<16>} = *Decant oil*_{<16'>}
= 6.339,29 kg/jam
- N₂ *output*_{<16>} = N₂_{<5>} + N₂_{<9>}
= 71.211,56 kg/jam

Berikut adalah neraca massa total Reaktor *Furnace* (R-110) yang terlampir pada **Tabel A.4.** berikut :

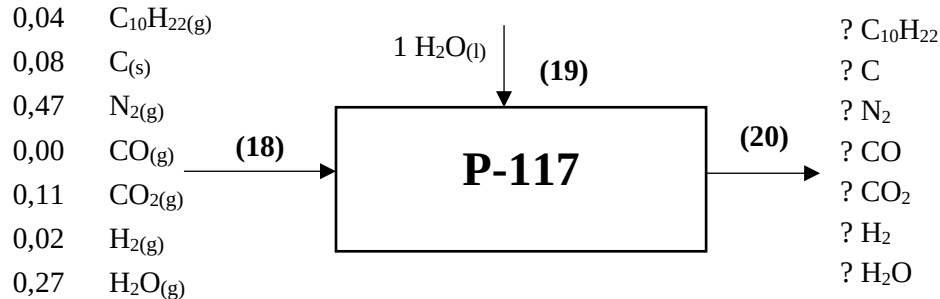
Tabel A.4. Neraca Massa Reaktor *Furnace* (R-110)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)								Generasi (kg/jam)	Konsumsi (kg/jam)	Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 5		Aliran 9		Aliran 4		Aliran 15				16	
	X _i	<5>	X _i	<9>	X _i	<4>	X _i	<15>			X _i	<16>
CH _{4(g)}	0,64	4.241,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4.241,52	0,00	0,00
C ₂ H _{6(g)}	0,08	504,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	504,11	0,00	0,00
C ₃ H _{8(g)}	0,05	345,61	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	345,61	0,00	0,00
i-C ₄ H _{10(g)}	0,02	102,69	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	102,69	0,00	0,00
n-C ₄ H _{10(g)}	0,02	119,49	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	119,49	0,00	0,00
i-C ₅ H _{12(g)}	0,01	53,31	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	53,31	0,00	0,00
n-C ₅ H _{12(g)}	0,01	37,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	37,08	0,00	0,00
C ₆ H _{14(g)}	0,02	99,66	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	99,66	0,00	0,00
C ₁₀ H _{22(g)}	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	21.130,95	0,00	0,00	0,00	14.791,67	0,04	6.339,29
Carbon _(s)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	12.500,00	0,00	0,08	12.500,00
N _{2(g)}	0,00	4,51	0,77	71.207,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,47	71.211,56
O _{2(g)}	0,00	0,00	0,23	21.632,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	21.575,35	0,00	57,17
CO _{2(g)}	0,17	1.133,13	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	15.436,09	0,00	0,11	16.569,22
CO _(g)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H _{2(g)}	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.291,67	0,00	0,02	2.291,67
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	29.635,50	11.642,74	0,00	0,28	41.278,24
Total	1,00	6.641,12	1,00	92.839,57	1,00	21.130,95	1,00	29.635,50	41.870,50	41.870,50	1,000	150.247,14
	192.117,64									192.117,64		

2. Quench Tower (P-117)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mendinginkan *carbon black* hasil dari reaksi pada *Reactor*

Furnance (R-110) hingga 200 °C secara *direct contact*



Gambar A.3. Blok Diagram Quench Tower (P-117)

Keterangan : <18> = Produk *Reactor* <20> = Output Quench Tower (P-117)
 <19> = Water process

Pada *Quench Tower*, produk reaktor yang bersuhu 746,25 °C didinginkan dengan menggunakan *quench water* agar temperatur produk setelah keluar dari *quench tower* sekitar 200 °C. Dari Appendix B, jumlah *quench water* yang dibutuhkan yakni 2.867,79 kmol/jam atau 51.620,28 kg/jam. Perubahan massa H₂O dihitung dengan cara sebagai berikut :

- Jumlah H₂O output<20> = Jumlah H₂O <18>+ *Quench water*<19>
 = (41.278,24 + 51.620,28) kg/jam
 = 92.898,52 kg/jam

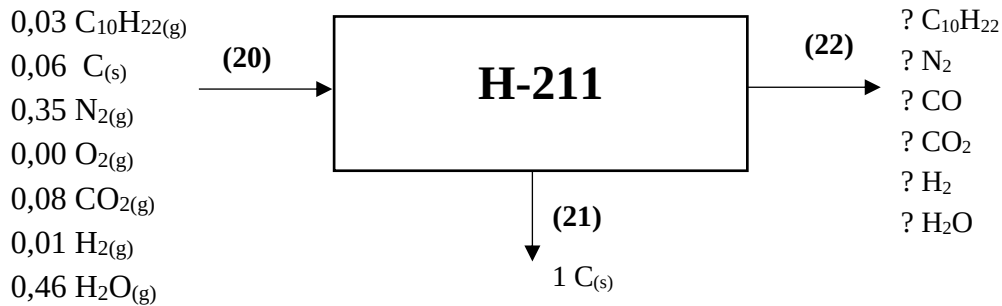
Berikut neraca massa pada *Quench Tower* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.5. Neraca Massa Quench Tower (P-117)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 18		Aliran 19		Aliran 20	
	Xi	<18>	Xi	<19>	Xi	<20>
C ₁₀ H ₂₂ (g)	0,04	6.339,29	0,00	0,00	0,03	6.339,29
C(s)	0,08	12.500,00	0,00	0,00	0,06	12.500,00
N ₂ (g)	0,47	71.211,56	0,00	0,00	0,35	71.211,56
O ₂ (g)	0,00	57,17	0,00	0,00	0,00	57,17
CO ₂ (g)	0,11	16.569,22	0,00	0,00	0,08	16.569,22
H ₂ (g)	0,02	2.291,67	0,00	0,00	0,01	2.291,67
H ₂ O	0,27	41.278,24	1,00	51.620,28	0,46	92.898,52
Total	1,00	150.247,14	1,00	51.620,28	1,00	201.867,43
		201.867,43			201.867,43	

3. Bag Filter I (H-211)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menangkap partikel *carbon black* yang keluar dari *Quench Tower* (P-117)



Gambar A.4. Blok Diagram *Bag Filter I* (H-211)

Keterangan : <20> = *Outlet Quench Tower* (P-117)

<21> = Aliran *carbon black*

<22> = *Tail gas*

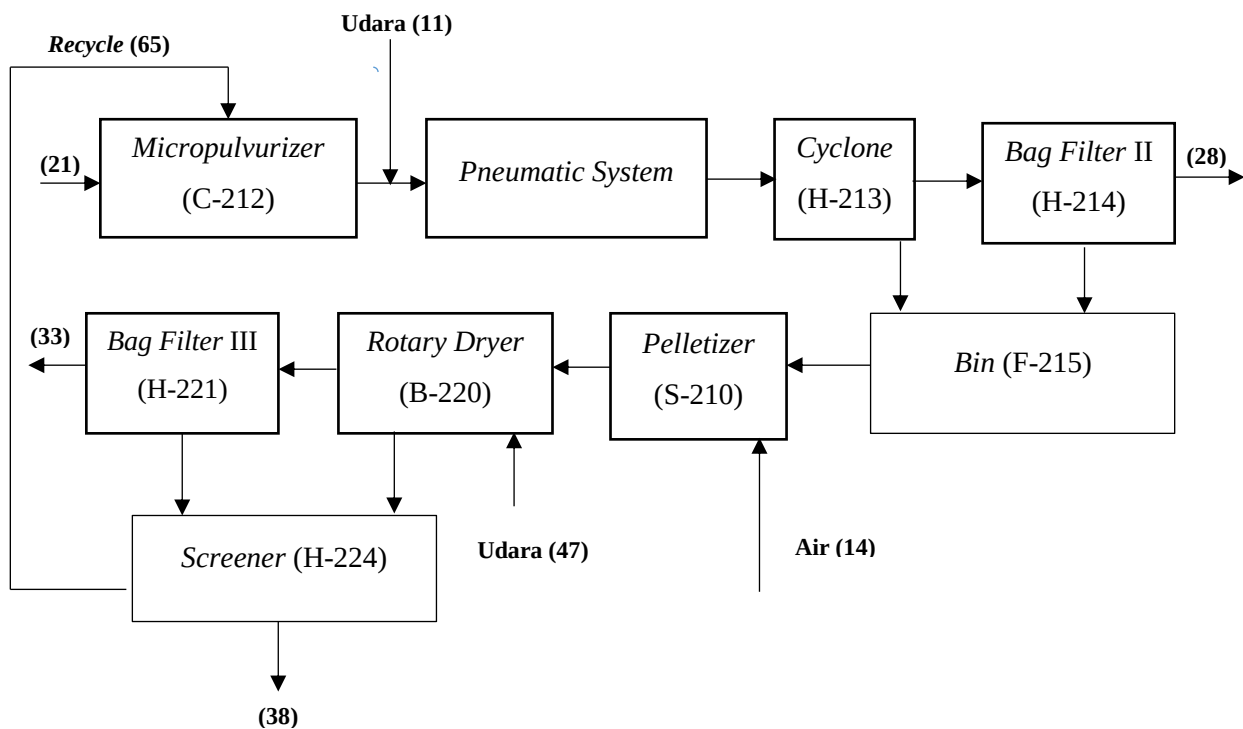
Pada *Bag Filter I* (H-211), terjadi pemisahan antara partikel *carbon* dan *tail gas* (aliran 22), sehingga didapatkan partikel *carbon black* yang dapat diproses lebih lanjut agar sesuai spesifikasi yang dibutuhkan.

Tabel A.6. Neraca Massa *Bag Filter I* (H-211)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 20		Aliran 21		Aliran 22	
	Xi	<20>	Xi	<21>	Xi	<22>
C₁₀H₂₂(g)	0,03	6.339,29	0,00	0,00	0,03	6.339,29
C(s)	0,06	12.500,00	1,00	12.500,00	0,00	0,00
N₂(g)	0,35	71.211,56	0,00	0,00	0,38	71.211,56
O₂(g)	0,00	57,17	0,00	0,00	0,00	57,17
CO₂(g)	0,08	16.569,22	0,00	0,00	0,09	16.569,22
H₂(g)	0,01	2.291,67	0,00	0,00	0,01	2.291,67
H₂O(g)	0,46	92.898,52	0,00	0,00	0,49	92.898,52
Total	1,00	201.867,43	1,00	12.500,00	1,00	186.367,43
		201.867,43		201.867,43		

4. Sistem Recycle

Sesuai *Process Flow Diagram* (PFD) *carbon black* dari *decant oil*, terdapat arus *recycle* yang berasal dari aliran *output* <37> dari *Screener* (H-224), menuju ke *Micropulverizer*. Sehingga, ukuran produk yang masih belum sesuai spesifikasi yang dibutuhkan, dikembalikan ke *Micropulverizer* (C-212) untuk dihancurkan, sehingga ukurannya menjadi seragam. Pada sistem *recycle* tersebut, apabila diuraikan berdasarkan masing – masing alat yang terdapat dalam sistem, sebagai berikut :



Gambar A.5. Blok Diagram Arus Recycle

Untuk mengetahui berapa *rate* arus *recycle* <65>, maka dilakukan *trial and error*, sesuai dengan sistem tersebut, dimana diasumsikan *steady state*. Langkah dalam menentukan aliran *recycle* dijelaskan melalui langkah berikut :

- Dilakukan perhitungan tanpa menggunakan arus *recycle*. Setelah menghitung hingga arus *input* ke *Screener* (H-224), diasumsikan 10 % dari aliran masuk ke *Screener* (H-224) direcycle ke *Micropulverizer* (C-212) karena ukurannya belum sesuai spesifikasi yang dibutuhkan. Aliran *recycle* tersebut adalah aliran <65>.
- Setelah ditambahkan aliran *recycle* <65>, nilai tersebut merupakan *trial* awal aliran *recycle*. Kemudian, dilakukan perhitungan kembali dari *Micropulverizer* (C-212) hingga *Screener* (H-224), karena terdapat tambahan arus masuk *Micropulverizer* (C-212).
- Saat dilakukan perhitungan hingga aliran masuk ke *Screener* (H-224), digunakan asumsi yang sama yakni 10 % dari aliran tersebut, akan di *recycle*. Apabila hasil dari perhitungan

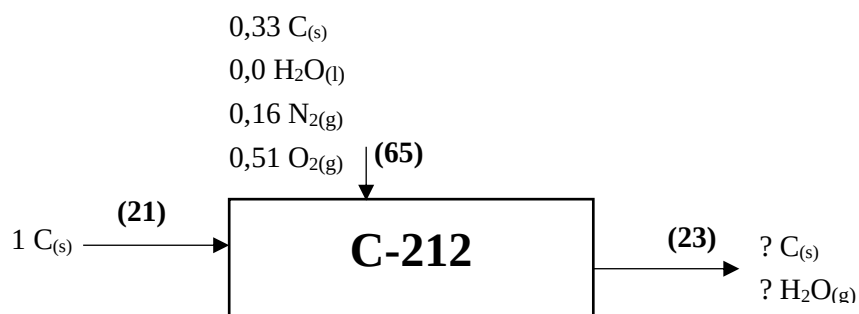
tersebut menghasilkan angka yang sama dengan nilai *trial* awal, maka *trial* dapat diterima. Apabila hasil perhitungan berbeda dengan nilai awal yang digunakan untuk *trial*, maka dilakukan *trial* dengan angka baru.

Persamaan yang digunakan untuk sistem *recycle*, sebagai berikut :

- *Trial* massa total *recycle* <65> = 1.402,78 kg/jam
- Asumsi : 10% dari Arus Masuk *Screener*, di *recycle* ke *Micropulvurizer*
- Diinginkan, produk akhir mengandung 1 % H₂O, 99 % *carbon black*, sehingga :
 $\text{Carbon black} = 1.388,89 \text{ kg/jam}$
 $\text{H}_2\text{O} = 13,89 \text{ kg/jam}$
- Dalam mengangkut produk *recycle* ke *Micropulvurizer*, digunakan *pneumatic conveyor* dengan massa udara sebanyak 2 kali massa *solid*, yaitu 2.805,56 kg/jam.
- Udara yang digunakan untuk mengangkut *recycle carbon black* merupakan udara dari *Bag Filter II* (H-214).

5. *Micropulvurizer* (C-212)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi :
 - Menyeragamkan ukuran partikel *carbon black* yang terbentuk dan menghancurkan partikel yang masih berukuran besar sehingga sesuai dengan ukuran yang diinginkan.
 - Ketika proses pembuatan *carbon black*, dari proses pada reaktor *furnace* hingga pendinginan pada *Quench Tower* (P-117) memungkinkan terbentuk partikel dengan ukuran yang tidak sesuai, bahkan terbentuk agregat atau partikel dengan ukuran besar.



Gambar A.6. Blok Diagram *Micropulvurizer* (C-212)

Keterangan : <21> = *Carbon black* dari *Bag Filter I* (H-211)

<65> = Arus *recycle*

<23> = *Output Micropulvurizer (C-212)*

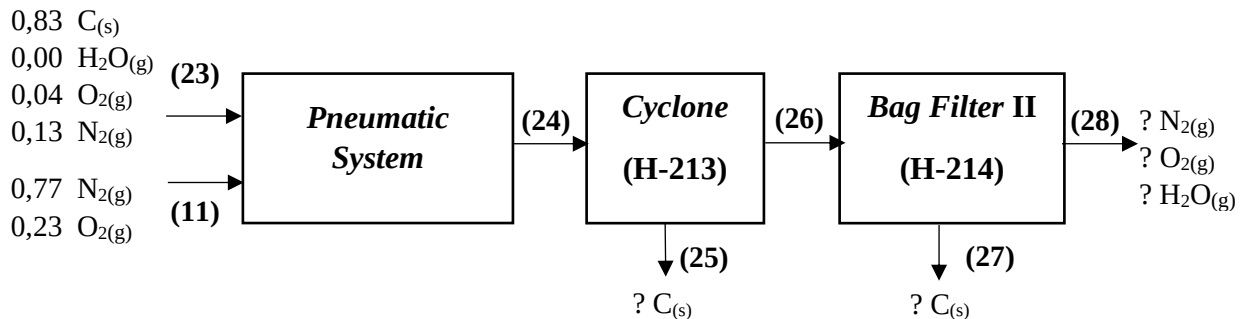
- *Massa carbon black output*<23> = *Carbon black*<21> + *Carbon black*<65>
 = 12.500 kg/jam + 1.388,89 kg/jam
 = 13.888,89 kg/jam

Berikut neraca massa pada *Micropulvurizer* terlampir pada tabel dibawah ini :

Tabel A.7. Neraca Massa *Micropulvurizer (C-212)*

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 21		Aliran 65		Aliran 23	
	X _i	<21>	X _i	<65>	X _i	<23>
C _(s)	1,00	12.500,00	0,33	1.388,89	0,83	13.888,89
H ₂ O	0,00	0,00	0,00	15,45	0,00	15,45
O _{2(g)}	0,00	0,00	0,16	653,72	0,04	653,72
N _{2(g)}	0,00	0,00	0,51	2.151,84	0,13	2.151,84
Total	1,00	12.500,00	1,00	4.209,90	1,00	16.709,90
		16.709,90			16.709,90	

6. *Pneumatic System – Cyclone (H-213) – Bag Filter II (H-214)*



Gambar A.7. Sistem Pemisahan Udara

Keterangan :

- <11> = Udara
- <23> = *Output Micropulverizer (C-212)*
- <24> = *Output pneumatic system*
- <26> = *Carbon black + udara*
- <25> = *Carbon black output Cyclone (H-213)*
- <28> = *Tail gas*
- <27> = *Carbon black output Bag Filter II (H-214)*

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi :
 - *Pneumatic System* untuk mengalirkan partikel *carbon black* dari *micropulverizer* ke *cyclone* dengan menggunakan aliran udara untuk memindahkan partikel
 - *Cyclone* untuk memisahkan partikel *carbon black* dari udara yang berasal dari *pneumatic system*
 - *Bag Filter II* untuk menyaring dan menangkap partikel *carbon black* yang masih berada pada aliran gas/udara dari *Cyclone*.

Aliran <24>

- Berdasarkan literature, *rate* udara yang dibutuhkan untuk mengalirkan *carbon black* adalah 2 kali dari massa *carbon black*. Namun massa udara yang diperlukan lebih sedikit yaitu 24.972,22 kg/jam. Hal ini dikarenakan dalam aliran <23> sudah terdapat massa udara total sebanyak 2.805,56 kg/jam
- Dalam *pneumatic system*, massa total aliran <24> merupakan akumulasi antara *rate* udara dan *carbon black*, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa total}_{<24>} &= \text{Massa total}_{<23>} + \text{Massa udara}_{<11>} \\
 &= 16.709,90 + 24.972,22 \text{ kg/jam} \\
 &= 41.682,12 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran <26>

Udara/gas yang memiliki densitas lebih ringan menuju keatas sehingga terpisah dari *carbon black*, menjadi aliran <25> yang hanya mengandung *carbon black*, dan udara serta H₂O yang terpisah ke aliran <26>, sebagai berikut :

- $\text{Massa carbon black}_{<24>} = 13.888,889 \text{ kg/jam}$
- Asumsi : 5% *carbon black* <24> terikut pada aliran udara *output Cyclone* <26>
- $\begin{aligned} \text{Massa carbon black}_{<26>} &= 5 \% \times \text{carbon black}_{<24>} \\ &= 0,05 \times 13.888,89 \text{ kg/jam} \\ &= 694,44 \text{ kg/jam} \end{aligned}$
- Seluruh komponen O₂, N₂ dan H₂O terpisah menuju aliran udara<25>

Aliran <25>

Pada aliran <25>, hanya terdapat *carbon black* yang merupakan hasil pemisahan pada *Cyclone*.

$$\begin{aligned}
 \text{Carbon black}_{<25>} &= \text{Carbon black}_{<24>} - \text{Carbon black}_{<26>} \\
 &= 13.888,89 - 694,44 \text{ kg/jam} \\
 &= 13.194,44 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran <27> dan <28>

- Karena masih terdapat *carbon black* yang terikut pada aliran udara pada aliran <26>, maka perlu dipisahkan kembali untuk mengambil *carbon black* tersebut dengan menggunakan *Bag Filter* II (H-214). Sehingga, terpisah menjadi 2 aliran, yakni aliran udara yang menuju keatas <28> serta *carbon black* menuju Bin <27>.
- Aliran masuk *Bag Filter* II (H-214) : 694,44 kg/jam *carbon black*
27.777,78 kg/jam udara
15,45 kg/jam H₂O
- Aliran 28 (*tail as Bag Filter* II (H-214)) : 27.777,78 kg/jam udara
15,45 kg/jam H₂O
- Aliran 27 (*carbon black* ke Bin (F-215)) : 694,44 kg/jam *carbon black*

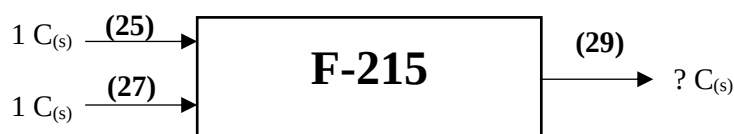
Berikut adalah neraca massa total pada sistem ini yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.8. Neraca Massa Sistem *Pneumatic* – *Cyclone* (H-213) – *Bag Filter* II (H-214)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)					
	Aliran 23		Aliran 11		Aliran 25		Aliran 28		Aliran 27	
	X _i	<23>	X _i	<11>	X _i	<25>	X _i	<28>	X _i	<27>
C _(s)	0,83	13.888,89	0,00	0,00	1,00	13.194,44	0,00	0,00	1,00	694,44
O _{2(g)}	0,04	653,73	0,23	5.818,77	0,00	0,00	0,23	6.472,49	0,00	0,00
N _{2(g)}	0,13	2.151,84	0,77	19.153,45	0,00	0,00	0,77	21.305,28	0,00	0,00
H ₂ O _(g)	0,00	15,45	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	15,44	0,00	0,00
Total	1,00	16.709,90	1,00	24.972,22	1,00	13.194,44	1,00	27.793,23	1,00	694,44
	41.682,12				41.682,12					

7. Bin (F-215)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menampung *carbon black* dari output *Cyclone* dan *Bag Filter* II



Gambar A.8. Blok Diagram Bin (F-215)

Keterangan : <27> = Carbon black outlet Bag Filter II (H-214)

<25> = Carbon black outlet Cyclone (H-213)

<29> = Total carbon black

- Aliran <29> merupakan akumulasi dari aliran <27> dan <25>, sebagai berikut :

$$\text{Massa total}_{<27>} + \text{Massa total}_{<25>} = \text{Massa total}_{<29>}$$

$$\text{Carbon black}_{<27>} + \text{Carbon black}_{<25>} = \text{Carbon black}_{<29>}$$

$$694,44 + 13.194,44 = \text{Carbon black}_{<29>}$$

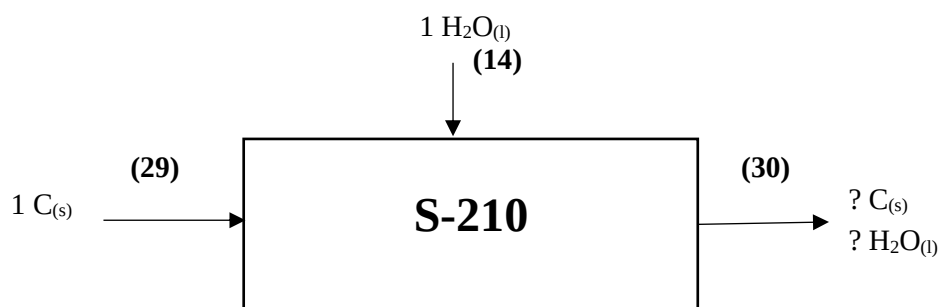
$$13.888,89 \text{ kg/jam} = \text{Carbon black}_{<29>}$$

Tabel A.9. Neraca Massa Bin (F-215)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 27		Aliran 25		Aliran 29	
	X _i	<27>	X _i	<25>	X _i	<29>
C _(s)	1,00	694,44	1,00	13.194,44	1,00	13.888,89
Total	1,00	694,44	1,00	13.194,44	1,00	13.888,89
	13.888,89				13.888,89	

8. Pelletizer (S-210)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Meningkatkan *bulk density carbon black* yang dihasilkan sehingga sesuai spesifikasi yang dibutuhkan untuk tipe HAF, yakni sebesar 350 g/l



Gambar A.9. Blok Diagram Pelletizer (S-210)

Keterangan : <29> = Carbon black output Bin (F-215)

<14> = Water process

<30> = Carbon black output Pelletizer (S-220)

Dipilih jenis *wet pelletizer*, sehingga partikel *carbon black* yang terbentuk ditambahkan dengan air. *Bulk density* awal yang dihasilkan setelah keluar dari reaktor

furnace adalah 35 g/ml, sehingga perlu ditingkatkan hingga 10 kali lebih tinggi menjadi 350 g/l, sesuai dengan spesifikasi *carbon black* tipe HAF yang ingin diproduksi.

Berdasarkan *Dingus George (1970)*, untuk membentuk tipe HAF yang diinginkan, jumlah H_2O *carbon black* sesuai dengan rasio 0,6 : 1. Sehingga, pada *rate carbon black* 13.888,89 kg/jam, jumlah air yang ditambahkan yakni 8.333,33 kg/jam.

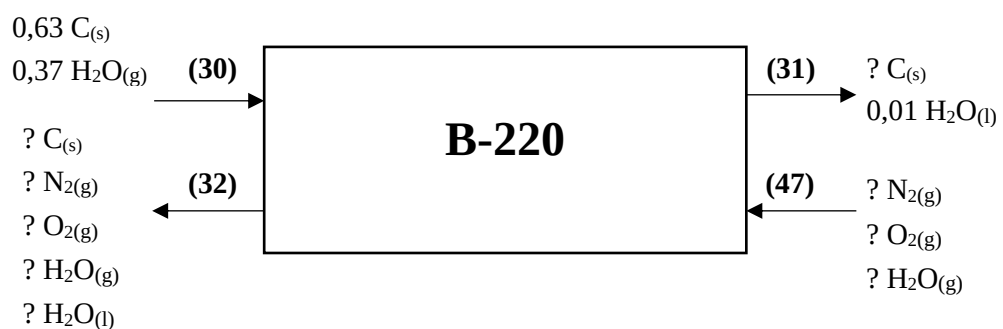
$$\begin{aligned}\text{Massa total aliran } <30> &= \text{Massa } \textit{carbon black} \text{ aliran } <29> + \text{Massa } H_2O \text{ aliran } <14> \\ &= 13.888,89 + 8.333,33 \text{ kg/jam} \\ &= 22.222,22 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Tabel A.10. Neraca Massa *Pelletizer* (S-210)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 29		Aliran 14		Aliran 30	
	X_i	<29>	X_i	<14>	X_i	<30>
$C_{(s)}$	1,00	13.888,89	0,00	0,00	0,63	13.888,89
$H_2O_{(l)}$	0,00	0,00	1,00	8.333,33	0,37	8.333,33
Total	1,00	13.888,89	1,00	8.333,33	1,00	22.222,22
	22.222,22				22.222,22	

9. Rotary Dryer (B-220)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengeringkan/mengurangi kadar air yang terdapat dalam *carbon black slurry* hingga 1 % berat



Gambar A.10. Blok Diagram *Rotary Dryer* (B-220)

Keterangan : <30> = *Carbon black inlet* <47> = *Udara inlet*
 <31> = *Carbon black outlet* <32> = *Udara outlet*

Setelah meningkatkan *bulk density* hingga 350 g/l, kandungan air dalam *carbon black* mencapai 37,5 % berat air, dan ingin dikeringkan hingga 1 % berat air. Digunakan *rotary*

dryer tipe direct heating dengan pola kontak *counter current* menggunakan udara. Sehingga, harus dihitung terlebih dahulu *humidity* udara masuk.

Dari perhitungan pada Appendiks B, diketahui :

- $H_{\text{udara masuk}} = 0,015 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$
- $\text{Massa udara kering} = 162.952,32 \text{ kg dry air}$
- $\text{Massa H}_2\text{O udara masuk}_{<47>} = \frac{0,015 \text{ kg H}_2\text{O}}{\text{kg dry air}} \times 162.952,32 \text{ kg dry air}$
 $= 2.444,28 \text{ kg/jam}$

Aliran <47>

- $\text{Massa N}_2 \text{ dan O}_2 \text{ pada udara masuk}_{<47>}$
 $\text{Diketahui, BM dry air} = 28,84 \text{ kg/kmol}$
 $\text{Mol dry air masuk} = 468.487,938 \text{ kg/jam} / 28,84 \text{ kg/kmol}$
 $= 16.244,38 \text{ kmol/jam}$
 $\text{Mol N}_2 \text{ masuk} = 0,79 \times 16.244,38 \text{ kmol/jam}$
 $= 12.833,06 \text{ kmol/jam}$
 $\text{Massa N}_2 \text{ masuk} = 12.833,06 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 28,0 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
 $= 359.325,7 \text{ kg/jam}$
 $\text{Mol O}_2 \text{ masuk} = 0,21 \times 16.244,38 \text{ kmol/jam}$
 $= 3.411,312 \text{ kmol/jam}$
 $\text{Massa O}_2 \text{ masuk} = 3.411,312 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 32 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$
 $= 109.162,234 \text{ kg/jam}$
 $\text{Massa H}_2\text{O udara masuk}_{<47>} = 7.027,3 \text{ kg/jam}$
- $\text{Massa total aliran}_{<47>} = \text{Massa dry air}_{<47>} + \text{massa H}_2\text{O masuk}_{<47>}$
 $= 468.487,934 + 7.027,3 \text{ kg/jam}$
 $= 475.515,234 \text{ kg/jam}$

Aliran <31>

- $\text{Massa carbon black awal}_{<30>} = 13.888,89 \text{ kg/jam}$
 - Asumsi : 3 % dari *carbon black*_{<30>} terikut ke aliran udara keluar_{<32>}
 - *Carbon black*_{<32>} = 416,67 kg/jam
 - *Carbon black*_{<31>} = 13.472,22 kg/jam
- Menghitung massa $\text{H}_2\text{O}_{<31>}$ = 1 % x *Massa carbon black*
 $= 1 \% \times 13.472,22 \text{ kg/jam}$

$$= 134,72 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung massa total aliran $\langle 31 \rangle$ = Massa *carbon black* + Massa H_2O
= 13,606,94 kg/jam

Aliran $\langle 32 \rangle$

- Massa *dry air* masuk $\langle 47 \rangle$ = Massa *dry air* keluar $\langle 32 \rangle$
- Massa H_2O yang diserap
= Massa H_2O di *solid* awal $\langle 30 \rangle$ – Massa H_2O di *solid* akhir $\langle 31 \rangle$
= 8.333,33 – 134,72 kg/jam
= 8.193,04 kg/jam
- Massa H_2O aliran $\langle 32 \rangle$ = Massa H_2O masuk *dryer* $\langle 47 \rangle$ + Massa H_2O yang menguap
= 7.027,3 + 8.193,04 kg/jam
= 15.220,34 kg/jam
- *Carbon black* pada aliran $\langle 32 \rangle$
- Asumsi : 3 % dari *carbon black* $\langle 30 \rangle$ terikut ke aliran udara keluar $\langle 32 \rangle$
= 0,03 x 13.888,89 = 416,67 kg/jam
- H_2O pada aliran $\langle 32 \rangle$ = 1 % dari total *carbon black* aliran $\langle 32 \rangle$
= 4,17 kg/jam
- Massa total aliran $\langle 32 \rangle$ = Massa *dry air* + Massa H_2O keluar aliran $\langle 32 \rangle$ + Massa *Carbon black* aliran $\langle 32 \rangle$ + Massa H_2O aliran $\langle 32 \rangle$
= 468.487,9 + 15.221,77 + 416,67 + 4,17 kg/jam
= 484.130,48 kg/jam

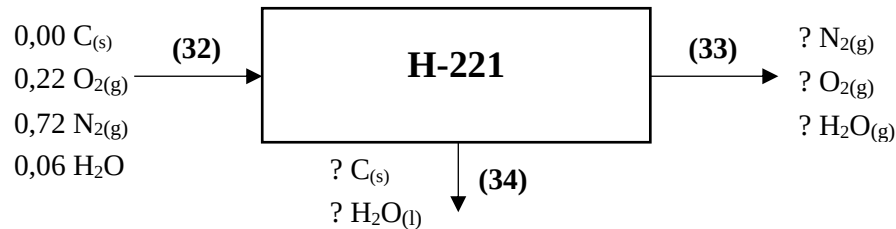
Berikut adalah perhitungan neraca massa untuk sistem *Rotary Dryer* (B-220) yang terlampir pada tabel dibawah ini :

Tabel A.11. Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-220)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 30		Aliran 47		Aliran 31		Aliran 32	
	X_i	$\langle 30 \rangle$	X_i	$\langle 47 \rangle$	X_i	$\langle 31 \rangle$	X_i	$\langle 32 \rangle$
$\text{C}_{(s)}$	0,63	13.888,89	0,00	0,00	0,99	13.472,22	0,00	416,67
$\text{O}_{2(g)}$	0,00	0,00	0,23	109.162,2	0,00	0,00	0,22	109.162,2
$\text{N}_{2(g)}$	0,00	0,00	0,76	359.325,7	0,00	0,00	0,72	359.325,7
$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,17
$\text{H}_2\text{O}_{(g)}$	0,37	8.333,33	0,01	7.027,3	0,01	134,72	0,06	15.221,77
Total	1,00	22.222,22	1,00	475.515,2	1,00	13.606,94	1,00	484.130,48
	497.737,42				497.737,42			

10. Bag Filter III (H-221)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menangkap *tail gas* dan *carbon black* yang keluar dari Rotary Dryer (B-220)



Gambar A.11. Blok Diagram Bag Filter III (H-221)

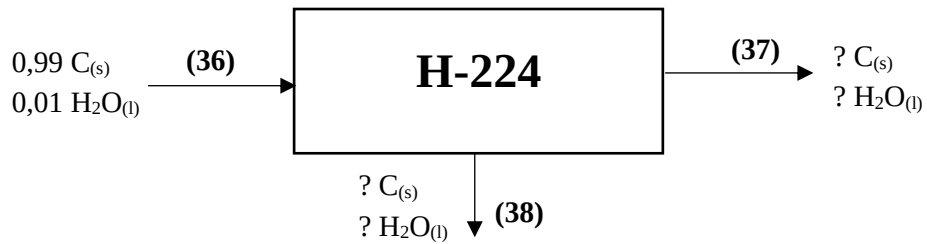
- Keterangan :
- <32> = Inlet gas dari Rotary Dryer (B-220)
 - <33> = Outlet gas Bag Filter III (H-221)
 - <34> = Outlet carbon black

Tabel A.12. Neraca Massa Bag Filter III (H-221)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 32		Aliran 33		Aliran 34	
	X_i	<32>	X_i	<33>	X_i	<34>
$C_{(s)}$	0,00	416,67	0,00	0,00	1,00	416,67
$O_{2(g)}$	0,22	109.162,2	0,22	109.162,2	0,00	0,00
$N_{2(g)}$	0,72	359.325,7	0,72	359.325,7	0,00	0,00
$H_2O_{(l)}$	0,00	4,17	0,00	0,00	0,00	4,17
$H_2O_{(g)}$	0,06	15.221,77	0,06	15.221,77	0,00	0,00
Total	1,00	484.130,48	1,00	483.709,65	1,00	420,83
		484.130,48		484.130,48		

11. Screener (H-224)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan partikel *carbon black* yang sudah memenuhi spesifikasi (*on spec*) dengan yang belum memenuhi spesifikasi (*off spec*)



Gambar A.12. Blok Diagram Screener (H-224)

Keterangan : <36> = *Inlet Screener (H-224)*

<38> = *Outlet on spec*

<37> = *Outlet off spec*

Aliran <36> merupakan aliran yang masuk *Screener (H-224)*. Aliran ini merupakan akumulasi dari *carbon black* yang tertangkap dari *Bag Filter III* aliran <34> dan *carbon black* keluar *Rotary Dryer* setelah dikeringkan aliran <31>. Perhitungan dapat dilihat sebagai berikut :

Aliran <36>

- Massa *carbon black*_{<36>} = *Carbon black*_{<31>} + *Carbon black*_{<34>}
= 13.472,22 + 416,67 kg/jam
= 13.888,89 kg/jam
- Massa H₂O_{<36>} = H₂O aliran_{<31>} + H₂O aliran_{<34>}
= 134,72 + 4,17 kg/jam
= 138,89 kg/jam

Aliran <37>

- Asumsi : 10 % partikel *carbon black* di *recycle* ke *Micropulvurizer* karena ukurannya belum sesuai spesifikasi
- *Carbon black recycle*_{<37>} = 0,10 x *Carbon black* aliran_{<36>}
= 0,10 x 13.888,89 kg/jam
= 1.388,89 kg/jam
- H₂O *recycle*_{<37>} = 0,10 x H₂O aliran <36>
= 0,10 x 138,89 kg/jam
= 13,89 kg/jam

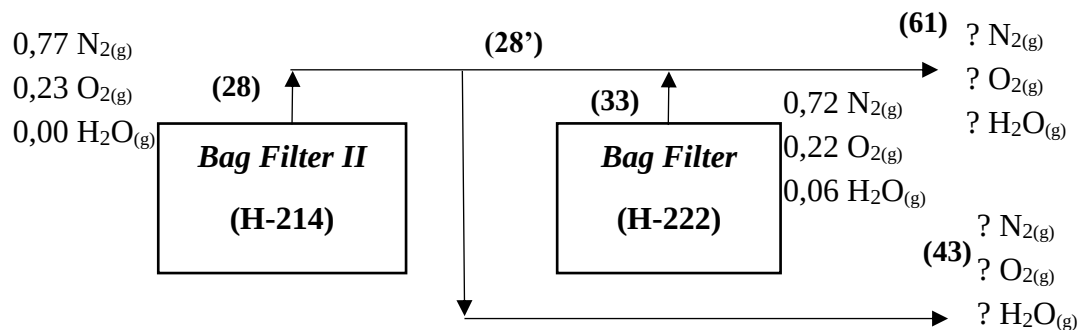
Aliran <38>

- *Carbon black* ke *Silo*_{<38>} = 13.888,89 – 1.388,89 kg/jam
= 12.500 kg/jam
- H₂O ke *Silo*_{<38>} = 138,89 – 13,89 kg/jam = 125 kg/jam

Tabel A.13. Neraca Massa *Screener* (H-224)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 36		Aliran 38		Aliran 37	
	X_i	<36>	X_i	<38>	X_i	<37>
$C_{(s)}$	0,99	13.888,89	0,99	12.500,00	0,99	1.388,89
$H_2O_{(l)}$	0,01	138,89	0,01	125,00	0,01	13,89
Total	1,00	14.027,78	1,00	12.625,00	1,00	1.402,78
		14.027,78		14.027,78		

12. Air to Pneumatic and Flare



Gambar III.13. Blok Diagram Air to Pneumatic and Flare

Keterangan :

- <28> = Udara output Bag Filter II (H-214)
- <28'> = Udara sisa output Bag Filter II (H-214)
- <33> = Udara output Bag Filter III (H-221)
- <43> = Udara *pneumatic recycle carbon black*
- <61> = Udara ke Flare (Q-321)

Udara pembawa partikel *carbon black* yang berhasil disaring menggunakan *Bag Filter* II dan III masih berupa *fine gas* dan dapat dimanfaatkan kembali. Oleh karena itu, dilakukan pemanfaatan *fine gas* tersebut sebagai udara *pneumatic* yang membawa *recycle* partikel *carbon black* kembali ke *Micropulvurizer* dan juga sebagai udara untuk *Flare*.

Udara yang digunakan sebagai *Pneumatic Conveyor* diharapkan bukan udara basah sehingga gas keluaran dari *Bag Filter* III tidak memenuhi syarat sebagai udara *pneumatic*. Udara *pneumatic* di ambil dari *tail gas* Bag Filter II, dengan rasio massa udara dan *solid* yang diangkut adalah 2:1. Sisa dari *tail gas* Bag Filter II ini digabungkan dengan *tail gas*

dari *Bag Filter* III untuk digunakan sebagai udara pembakaran pada *Flare*. Adapun perhitungan udara *Pneumatic Conveyor* II adalah sebagai berikut :

- Menghitung aliran udara *pneumatic* = 2 x aliran *recycle*_{<37>}
= 2 x 1.402,78 kg/jam
= 2.805,56 kg/jam
- Menghitung aliran masuk *Flare* = Udara dari *Bag Filter II* – Udara *pneumatic II*
+ Udara dari *Bag Filter III*
= (27.793,23 – 2.805,56 + 483.709,65) kg/jam
= 508.697,32 kg/jam

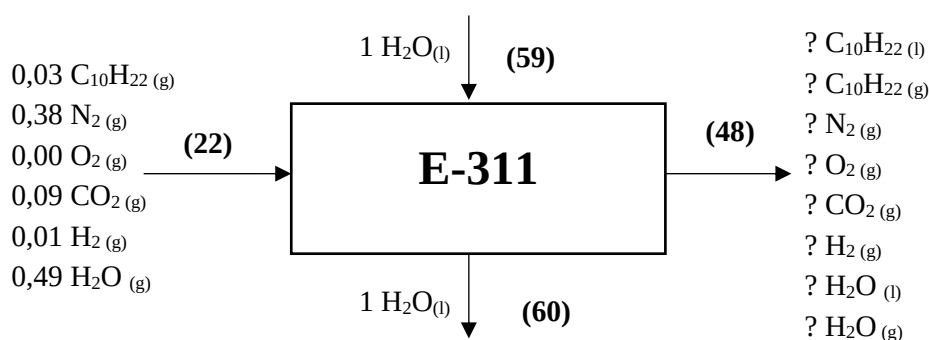
Berikut neraca massa udara untuk *pneumatic* dan *Flare* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.14. Neraca Massa *Air to Pneumatic and Flare*

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 28		Aliran 33		Aliran 43		Aliran 61	
	Xi	<28>	Xi	<33>	Xi	<43>	Xi	<61>
N ₂ (g)	0,77	21.305,28	0,72	359.325,7	0,77	2.151,84	0,73	378.479,14
O ₂ (g)	0,23	6.472,49	0,22	109.162,2	0,23	653,72	0,22	114.980,70
H ₂ O (g)	0,00	15,45	0,06	15.221,77	0,00	1,56	0,05	15.235,66
Total	1,00	27.793,23	1,00	483.709,65	1,00	2.807,12	1,00	508.695,76
	511.502,88				511.502,88			

13. Condensor (E-311)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menaikkan suhu air dan menurunkan suhu *tail gas*



Gambar A.14. Blok Diagram *Condensor* (E-311)

Keterangan : <48> = *Outlet gas Condensor* (E-311)

<22> = Outlet gas dari Bag Filter I (H-211)

<59> = Inlet air pendingin

<60> = Outlet air Condensor (E-311)

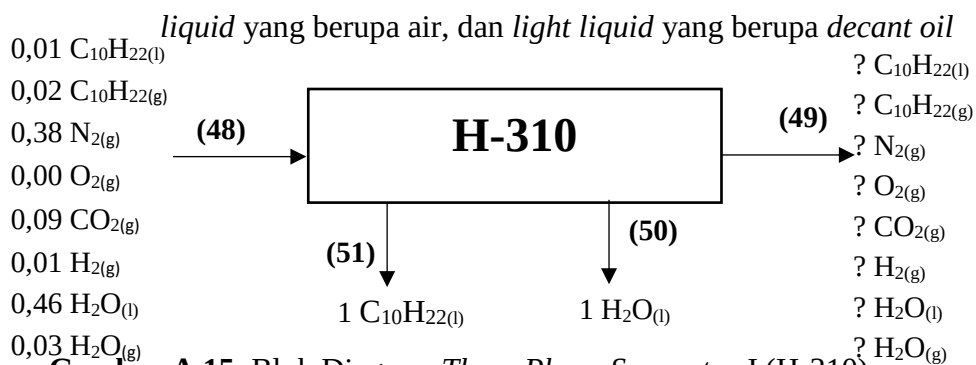
Dengan menggunakan bantuan Hysys seperti yang dijelaskan pada Appendix B, jumlah gas $C_{10}H_{22}$ yang berubah fasa menjadi liquid adalah 17,95 kmol/jam atau 2.548,90 kg/jam. Sedangkan gas H_2O yang berubah menjadi liquid adalah 4.859,24 kmol/jam atau 87.466,32 kg/jam. Berikut neraca massa pada *Condensor* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.15. Neraca Massa *Condensor* (E-311)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)			
	Aliran 22		Aliran 59		Aliran 48		Aliran 60	
	Xi	<22>	Xi	<59>	Xi	<48>	Xi	<60>
$N_{2(g)}$	0,38	71.211,56	0,00	0,00	0,38	71.211,56	0,00	0,00
$O_{2(g)}$	0,00	57,17	0,00	0,00	0,00	57,17	0,00	0,00
$CO_{2(g)}$	0,09	16.569,22	0,00	0,00	0,09	16.569,22	0,00	0,00
$H_2O_{(l)}$	0,00	0,00	1,00	101.092,57	0,46	87.466,32	1,00	101.092,57
$H_2O_{(g)}$	0,49	92.898,52	0,00	0,00	0,03	5.432,20	0,00	0,00
$C_{10}H_{22(l)}$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	2.548,90	0,00	0,00
$C_{10}H_{22(g)}$	0,03	6.339,29	0,00	0,00	0,02	3.790,39	0,00	0,00
$H_{2(g)}$	0,01	2.291,67	0,00	0,00	0,01	2.291,67	0,00	0,00
Total	1,00	189.367,43	1,00	101.092,57	1,00	189.367,43	1,00	101.092,57
	290.459,99				290.459,99			

14. Three Phase Separator I (H-310)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, *heavy liquid* yang berupa air, dan *light liquid* yang berupa *decant oil*



Gambar A.15. Blok Diagram *Three Phase Separator I* (H-310)

Keterangan : <48> = Inlet gas dari Condensor (E-311)
 <49> = Outlet gas
 <50> = Water recovery
 <51> = Decant oil recovery

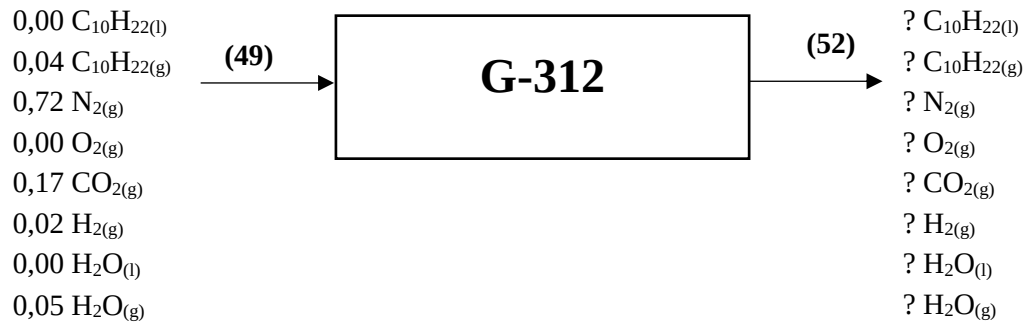
Pada *Three Phase Separator I*, terjadi pemisahan antara *decant oil* dengan gas buang dan juga air, sehingga didapatkan *recovery decant oil* yang dapat digunakan sebagai *recycle* dan masuk kembali ke reaktor. Berikut neraca massa pada *Three Phase Separator* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.16. Neraca Massa *Three Phase Separator I* (H-310)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)					
	Aliran 48		Aliran 49		Aliran 51		Aliran 50	
	Xi	<48>	Xi	<49>	Xi	<51>	Xi	<50>
N _{2(g)}	0,38	71.211,56	0,72	71.211,56	0,00	0,00	0,00	0,00
O _{2(g)}	0,00	57,17	0,00	57,17	0,00	0,00	0,00	0,00
CO _{2(g)}	0,09	16.569,22	0,17	16.569,22	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O _(l)	0,46	87.466,32	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	87.466,32
H ₂ O _(g)	0,03	5.432,20	0,05	5.432,20	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H _{22(l)}	0,01	2.548,90	0,00	0,00	1,00	2.548,90	0,00	0,00
C ₁₀ H _{22(g)}	0,02	3.790,39	0,04	3.790,39	0,00	0,00	0,00	0,00
H _{2(g)}	0,01	2.291,67	0,02	2.291,67	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	1,00	189.367,43	1,00	99.352,21	1,00	2.548,90	1,00	87.466,32
	189.367,43		189.367,43					

15. Expander (G-312)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk gas, keluaran dari *Three Phase Separator I* (H-310) menuju *Three Phase Separator II* (H-320)



Gambar A.16. Blok Diagram *Expander* (G-312)

Keterangan : <49> = *Inlet gas*
 <52> = *Outlet gas*

Dengan menggunakan bantuan simulasi Hysys seperti yang dijelaskan pada Appendix B, jumlah gas $C_{10}H_{22}$ yang berubah fasa menjadi *liquid* adalah 10,52 kmol/jam atau 1.493,84 kg/jam, sedangkan gas H_2O yang berubah menjadi *liquid* adalah 92,97 kmol/jam atau 1673,46 kg/jam. *Decant oil liquid* dan juga H_2O *liquid* ini nantinya akan dipisahkan dengan gas pembawanya. Berikut neraca massa pada *Expander* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

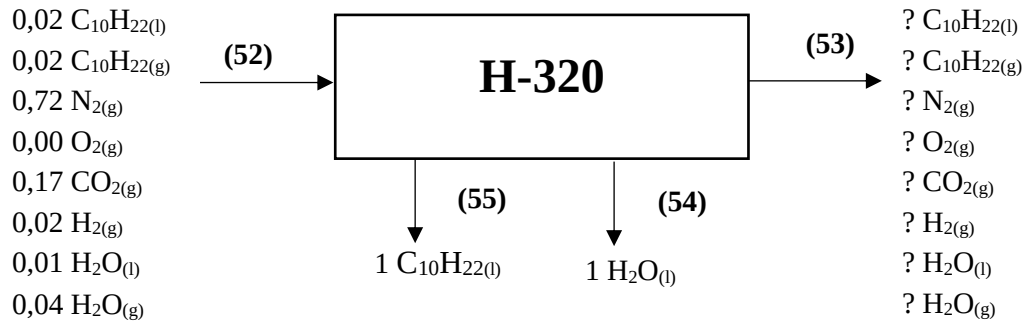
Tabel A.17. Neraca Massa *Expander* (G-312)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 49		Aliran 52	
	Xi	<49>	Xi	<52>
$N_{2(g)}$	0,72	71.211,56	0,72	71.211,56
$O_{2(g)}$	0,00	57,17	0,00	57,17
$CO_{2(g)}$	0,17	16.569,22	0,17	16.569,22
$H_2O_{(l)}$	0,00	0,00	0,01	1.706,94
$H_2O_{(g)}$	0,05	5.432,20	0,04	3.725,26
$C_{10}H_{22(l)}$	0,00	0,00	0,02	1.516,56
$C_{10}H_{22(g)}$	0,04	3.790,39	0,02	2.273,83
$H_{2(g)}$	0,02	2.291,67	0,02	2.291,67
Total	1,00	99.352,21	1,00	99.352,21
	99.352,21		99.352,21	

16. Three Phase Separator II (H-320)

- Sistem operasi : Kontinu

- Fungsi : Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, *heavy liquid* yang berupa air, dan *light liquid* yang berupa *decant oil*.



Gambar A.17. Blok Diagram *Three Phase Separator II* (H-320)

- Keterangan : <52> = *Intlet gas* dari *Expander* (E-312)
 <53> = *Outlet gas Three Phase Separator II* (H-320)
 <55> = *Decant oil recovery*
 <54> = *Water recovery*

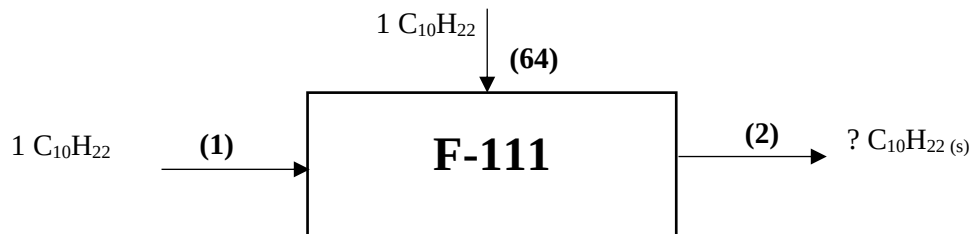
Pada *Three Phase Separator II*, terjadi pemisahan antara *decant oil* dengan gas buang dan juga air, sehingga didapatkan *recovery decant oil* yang dapat digunakan sebagai *recycle* dan masuk kembali ke reaktor. Berikut neraca massa pada *Three Phase Separator II* yang terlampir pada tabel di bawah ini :

Tabel A.18. Neraca Massa *Three Phase Separator II* (H-320)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)		Aliran Keluar (kg/jam)					
	Aliran 52		Aliran 53		Aliran 54		Aliran 55	
	Xi	<52>	Xi	<53>	Xi	<54>	Xi	<55>
N ₂	0,72	71.211,56	0,74	71.211,56	0,00	0,00	0,00	0,00
O ₂	0,00	57,17	0,00	57,17	0,00	0,00	0,00	0,00
CO ₂	0,17	16.569,22	0,17	16.569,22	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O(l)	0,01	1.706,94	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1.706,94
H ₂ O(g)	0,04	3.725,26	0,04	3.725,26	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H ₂₂ (l)	0,02	1.516,56	0,00	0,00	1,00	1.516,56	0,00	0,00
C ₁₀ H ₂₂ (g)	0,02	2.273,83	0,02	2.273,83	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂	0,02	2.291,67	0,02	2.291,67	0,00	0,00	0,00	0,00
Total	1,00	99.352,21	1,00	96.128,71	1,00	1.516,56	1,00	1.706,94
	99.352,21		99.352,21					

17. Decant Oil Storage (F-111)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Tempat penyimpanan *fresh feed decant oil* dan *decant oil* hasil *recovery* sebelum masuk ke *Reactor Oil Furnance*



Gambar A.18. Blok *Decant Oil Storage* (F-111)

Keterangan: <1> = *Fresh feed decant oil*

<64> = *Decant oil hasil recovery*

<2> = *Output Decant Oil Storage* (F-111)

Aliran *decant oil* yang masuk ke reaktor berasal dari *Decant Oil Storage* yang merupakan gabungan *fresh feed* dan juga *recycle* hasil *recovery decant oil*. Dalam menentukan aliran *fresh feed* dan *recycle*, dilakukan perhitungan neraca massa total menggunakan *trial* nilai *feed* awal. Kemudian setelah didapat *recycle decant oil*, jumlahkan dengan *trial feed* awal *decant oil*. Selanjutnya lakukan *goal seek*, set error = 0 terhadap jumlah *trial feed* dan *recycle* dengan jumlah *feed decant oil* yang seharusnya (21.130,95 kg/jam) dan isi *by changing cell* dengan *cell* yang berisi *trial* awal *feed decant oil*. Adapun massa *recycle decant oil* adalah sebesar 4.065,46 kg/jam.

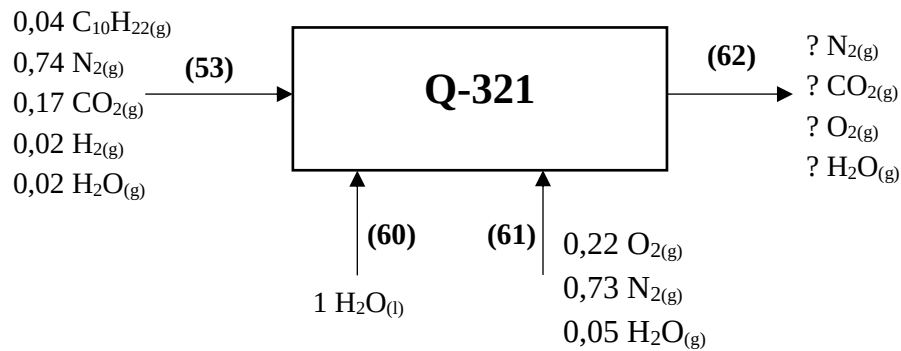
Perhitungan Neraca Massa pada *Decant Oil Storage* dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel A.19. Neraca Massa *Decant Oil Storage* (F-111)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)				Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 32		Aliran 34		Aliran 33	
	X_i	<32>	X_i	<34>	X_i	<33>
$C_{10}H_{22}$	1,00	4.065,46	1,00	17.065,49	1,00	21.130,95
Total	1,00	174.011,88	1,00	173.591,05	1,00	21.130,95
	21.130,95				21.130,95	

18. Flare (Q-321)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Membakar *tail gas* yang keluar sebagai hasil samping *Reaktor Furnace* (R-110), *Bag Filter* II (H-214), dan *Bag Filter* III (H-221)



Gambar A.19. Blok Diagram *Flare* (Q-321)

Keterangan : <53> = *Outlet gas* dari *Three Phase Separator* II (H-320)

<61> = *Tail gas* dari *Bag Filter* II dan III

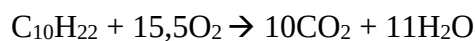
<60> = *Vapour* dari *Condensor* (E-311)

<62> = *Outlet Flare* (Q-321)

Aliran <61>

- Menghitung kebutuhan udara yang diperlukan

Reaksi I :



- Mol $\text{C}_{10}\text{H}_{22}$ awal = 16,01 kmol/jam
- Mol O_2 bereaksi = $\frac{\text{koefisien } \text{O}_2}{\text{koefisien } \text{C}_{10}\text{H}_{22}} \times \text{mol } \text{C}_{10}\text{H}_{22}$
 $= \frac{15,5}{1} \times 16,01$
 $= 248,20 \text{ kmol/jam}$

Reaksi II



- Mol H_2 awal = 1145,83 kmol/jam
- Mol O_2 bereaksi = $\frac{\text{koefisien } \text{O}_2}{\text{koefisien } \text{H}_2} \times \text{mol } \text{H}_2$
 $= \frac{0,5}{1} \times 1145,83$
 $= 572,92 \text{ kmol/jam}$

- Kebutuhan O_2 total = Kebutuhan O_2 reaksi I + kebutuhan O_2 reaksi II

- $$= 248,20 \text{ kmol/jam} + 572,92 \text{ kmol/jam}$$

$$= 821,12 \text{ kmol/jam.}$$
- Laju alir N₂

$$= 0,79/0,21 \times \text{Kebutuhan O}_2 \text{ total}$$

$$= 0,79/0,21 \times 821,12 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3.088,96 \text{ kmol/jam}$$
- Jumlah udara

$$= 821,12 \text{ kmol/jam} + 3.088,96 \text{ kmol/jam}$$

$$= 3.910,08 \text{ kmol/jam}$$

$$= 112.766,59 \text{ kg/jam}$$

Dalam memenuhi kebutuhan udara di dalam *Flare* dilakukan pemanfaatan *tail gas* dari *Bag Filter II* dan *Bag Filter III* sebesar 7.107,92 kmol/jam atau 198.577,15 kg/jam (didapatkan dari perhitungan neraca massa *air to pneumatic and flare*). Aliran udara ini memiliki jumlah O₂ sebesar 43.788,24 kg/jam (1.368,38 kmol/jam) dan N₂ masuk 144.136,29 kg/jam (5.147,72 kmol/jam), sehingga terdapat eksese udara dan laju alir udara keluar yang bisa dihitung menggunakan cara sebagai berikut :

- % Eksese O₂

$$= \frac{(\text{Jumlah O}_2 \text{ yang masuk} - \text{jumlah O}_2 \text{ yang bereaksi})}{\text{jumlah O}_2 \text{ yang bereaksi}}$$

$$= \frac{(1.368,38 + 1,79 - 821,12)}{821,12} \text{ kmol/jam}$$

$$= 0,67$$
- Laju alir O₂ sisa

$$= \text{Laju alir O}_2 \text{ udara masuk} + \text{Laju alir O}_2 \text{ feed} - \text{Laju alir O}_2 \text{ bereaksi}$$

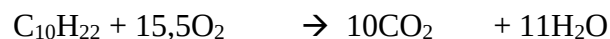
$$= (1.368,38 + 1,79 - 821,12) \text{ kmol/jam}$$

$$= 549,05 \text{ kmol/jam}$$

Aliran <62>

Setelah mengetahui kebutuhan O₂ yang dibutuhkan, selanjutnya menghitung produk yang terbentuk dari ketiga reaksi yang terjadi sebagai berikut :

Reaksi I :



- Mol CO₂ terbentuk

$$= \frac{\text{mol CO}_2}{\text{mol C}_{10}\text{H}_{22}} \times \text{mol C}_{10}\text{H}_{22}$$

$$= \frac{10}{1} \times 16,01 \text{ kmol/jam}$$

$$= 160,13 \text{ kmol/jam (7.045,66 kg/jam)}$$
- Mol H₂O terbentuk

$$= \frac{11}{1} \times 16,01 \text{ kmol/jam}$$

$$= 176,14 \text{ kmol/jam (3.170,55 kg/jam)}$$

Reaksi II :



- Mol H₂ awal = Mol H₂ di produk *Reaktor Furnace* <14'>
= 1.145,83 kmol/jam
- Massa H₂O terbentuk = 1.145,83 kmol/jam x 18 kg/kmol
= 20.625 kg/jam

Sehingga, dari perhitungan ketiga reaksi tersebut didapatkan hasil sebagai berikut :

- Massa total CO₂ terbentuk = Mol CO₂ reaksi I
= 7045,66 kg/jam
- Massa H₂O terbentuk = Massa H₂O reaksi I + Massa H₂O reaksi II
= 3.170,55 + 20.625 kg/jam
= 23.795,55 kg/jam
- Massa O₂ sisa = Massa O₂ awal – Total massa O₂ yang terkonsumsi
= 547,27 kmol/jam
= 17.512,53 kg/jam
- N₂ bersifat *inert*, sehingga tidak bereaksi = 205.988,76 kg/jam

Berikut adalah neraca massa pada *Flare* (Q-321) yang dilampirkan pada tabel di bawah ini :

Tabel A.20. Neraca Massa *Flare* (Q-321)

Komponen	Aliran Masuk (kg/jam)						Generasi	Konsumsi	Aliran Keluar (kg/jam)	
	Aliran 53		Aliran 60		Aliran 61				Aliran 62	
	Xi	<53>	Xi	<60>	Xi	<61>			Xi	<62>
N _{2(g)}	0,74	71.211,56	0,00	0,00	0,73	144.136,29	0,00	0,00	0,54	215.347,85
O _{2(g)}	0,00	57,17	0,00	0,00	0,22	43.788,24	0,00	26.275,71	0,04	17.569,70
CO _{2(g)}	0,17	16.569,22	0,00	0,00	0,00	0,00	7.045,66	0,00	0,06	23.614,88
H ₂ O _(l)	0,00	0,00	1,00	101.092,57	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H ₂ O _(g)	0,04	3.725,26	0,00	0,00	0,05	10.652,62	23.795,55	0,00	0,35	139.265,99
C ₁₀ H _{22(l)}	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
C ₁₀ H _{22(g)}	0,02	2.273,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.273,83	0,00	0,00
H _{2(g)}	0,02	2.291,67	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2.291,67	0,00	0,00
Total	1,00	96.128,71	1,00	101.092,57	1,00	198.577,15	30.841,20	30.841,20	1,00	395.798,42
	426.639,63							426.639,63		

APPENDIKS B

PERHITUNGAN NERACA ENERGI

Basis : Kapasitas *carbon black* yang dihasilkan = 90.000 ton/tahun

Pabrik beroperasi selama 300 hari/tahun, dan 24 jam/hari

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas/jam} &= \frac{90.000 \text{ ton}}{1 \text{ tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{300 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 12,5 \text{ ton/jam (12.500 kg/jam)}\end{aligned}$$

Pada perhitungan neraca energi, digunakan *energy balance* yang digunakan serta tidak ada akumulasi dalam setiap sistemnya, sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Akumulasi} &= \text{Energi Masuk} - \text{Energi Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi} \\ 0 &= \text{Energi Masuk} - \text{Energi Keluar} + \text{Generasi} - \text{Konsumsi} \\ \text{Energi Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Energi Keluar} + \text{Konsumsi}\end{aligned}$$

Berikut asumsi yang digunakan untuk perhitungan neraca energi :

- Tidak ada perubahan energi kinetik
- Tidak ada perubahan energi potensial
- Tidak ada akumulasi dalam sistem

(Himmeblau, 1989)

Pada perhitungan neraca energi, dikarenakan melibatkan sebuah reaksi maka diperlukan data *heat of formation* dan *sensible heat* dari masing-masing komponen. Untuk komponen tunggal bisa dituliskan rumus sebagai berikut :

$$\Delta \hat{H}_A = \Delta \hat{H}_{fA}^0 + \int_{T_{ref}}^T C_{pA} dT$$

Untuk beberapa komponen maka persamaan *enthalpy* menjadi :

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s n_i \Delta \hat{H}_{fi}^0 + \sum_{i=1}^s \int_{T_{ref}}^T n_i C_{pi} dT$$

Persamaan ini dapat dimodifikasi menjadi :

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s n_i \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a_i + b_i(T) + c_i(T)^2 + d_i(T)^3 dT \right)$$

Jika persamaan integral dibuka maka :

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s n_i \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + (a(T-T_{ref})) + \frac{b}{2}(T^2-T_{ref}^2) + \frac{c}{3}(T^3-T_{ref}^3) + \frac{d}{4}(T^4-T_{ref}^4) \right)$$

Dimana i menunjukkan tiap senyawa, n_i adalah jumlah mol dari senyawa i dan s adalah jumlah total dari senyawa. Berikut data parameter untuk perhitungan panas *sensible* :

Tabel B.1. Parameter Persamaan Panas *Sensible*

Senyawa	Rumus	Fasa	a	b	c	d
Methane	CH ₄	g	25,35964	0,016868	7,13E-05	-4,1E-08
Ethane	C ₂ H ₆	g	8,181394	0,161465	-4E-05	-6,9E-09
Propane	C ₃ H ₈	g	-5,33795	0,310239	-0,00016	3,47E-08
i Butane	C ₄ H ₁₀	g	-10,8533	0,430534	-0,00025	5,95E-08
n Butane	C ₄ H ₁₀	g	-1,77925	0,386961	-0,00019	3,48E-08
i Pentane	C ₅ H ₁₂	g	-11,2901	0,516138	-0,00029	6,39E-08
n Pentane	C ₆ H ₁₄	g	-3,41067	0,485009	-0,00025	4,87E-08
Hexane	C ₆ H ₁₄	g	-4,73838	0,582413	-0,00031	6,29E-08
Nitrogen	N ₂	g	29,00	0,002199	5,72E-06	-2,9E-09
Oxygen	O ₂	g	29,10	0,01158	-6,1E-06	1,31E-09
Carbon dioxide	CO ₂	g	19,774	0,073375	-5,6E-05	1,72E-08
Water	H ₂ O	l	18,2964	0,47212	-0,00134	1,31E-06
Water	H ₂ O	g	33,46	0,00688	7,6E-06	-3,6E-09
Decane	C ₁₀ H ₂₂	l	335,151	-0,44091	0,001226	0,00
Decane	C ₁₀ H ₂₂	g	-9,29559	0,966713	-0,00054	1,14E-07
Carbon	C	s	11,18	1,10E-02	-4,89E+05	0
Hydrogen	H ₂	g	28,84	7,65E-05	3,29E-06	-8,70E-10

(Yuwana, 2003 & Himmelblau, 1996)

Selain parameter di atas diperlukan juga data panas pembentukan masing-masing senyawa, sebagai berikut :

Tabel B.2. Data Panas Pembentukan

Senyawa	Rumus	Fasa	Panas pembentukan (kJ/gmol)
Methane	CH ₄	g	-74,85
Ethane	C ₂ H ₆	g	-84,68
Propane	C ₃ H ₈	g	-103,85
i Butane	C ₄ H ₁₀	g	-134,52
n Butane	C ₄ H ₁₀	g	-126,15
i Pentane	C ₅ H ₁₂	g	-154,47
n Pentane	C ₆ H ₁₄	g	-146,44
Hexane	C ₆ H ₁₄	g	-167,19
Nitrogen	N ₂	g	0,00
Oxygen	O ₂	g	0,00
Carbon dioxide	CO ₂	g	-393,51
Water	H ₂ O	l	-285,84
Decane	C ₁₀ H ₂₂	l	-301,00
Carbon	C	s	0,00
Hydrogen	H ₂	g	0,00

(Yuwana, 2003)

Tabel B.3. Data Panas Penguapan

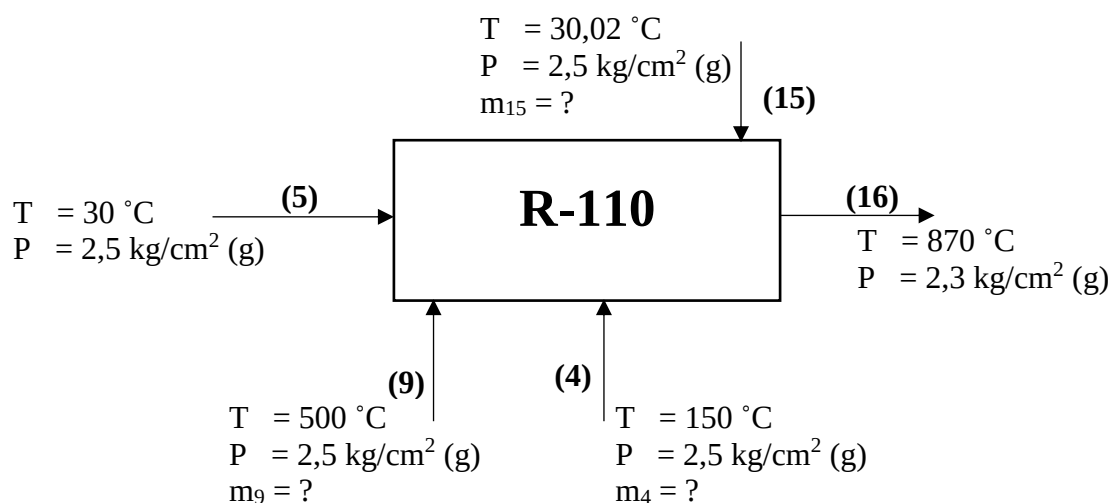
Senyawa	Rumus	Fasa	Panas Penguapan (kJ/gmol)
Water	H ₂ O	g	-241,826
Decane	C ₁₀ H ₂₂	g	-249,66

(Yuwana, 2003)

Untuk perhitungan necara energi pada tugas pra desain pabrik ini digunakan aplikasi Microsoft Excel dengan add-ins ChE Tools. Selain itu digunakan juga bantuan *software* Aspen HYSYS 8.8. Karena komponen yang terlibat dalam proses produksi *carbon black* berfase gas, maka *property package* yang digunakan adalah Peng Robinson.

1. Reaktor *Furnace* (R-110)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memecah (*cracking*) *decant oil* menjadi *carbon*



Gambar B.1. Blok Diagram Reaktor *Oil Furnace* (R-110)

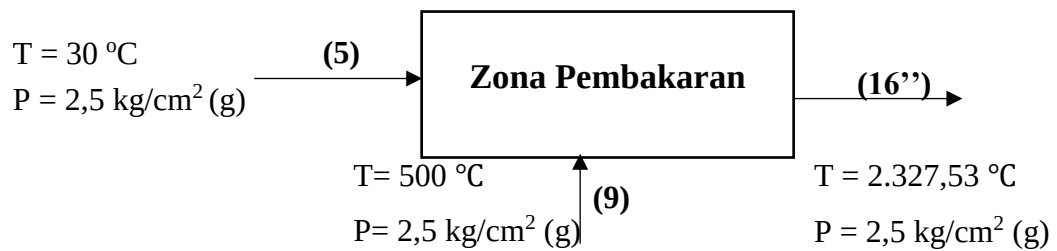
Keterangan :

- | | |
|-------------------------|--------------------------------------|
| <4> = <i>Decant oil</i> | <15> = Air |
| <5> = Gas alam | <16> = Produk <i>Reactor</i> (R-110) |
| <9> = Udara | |

Pada reaktor terdapat 3 zona yaitu zona pembakaran, zona *pyrolysis*, dan zona *quenching*. Pada zona pembakaran terjadi reaksi pembakaran antara gas alam dan udara dimana reaksi yang terjadi merupakan reaksi eksoterm. Pada zona *pyrolysis* terjadi reaksi *pyrolysis decant oil* yang bersifat endoterm menggunakan panas yang dihasilkan dari zona pembakaran. Reaksi *pyrolysis* terjadi pada suhu 1.550 °C. Kemudian pada zona *quenching*

produk keluaran zona *pyrolysis* didinginkan menggunakan air dengan kontak langsung. Suhu produk keluar dari *Reactor* (R-110) diharapkan berkisar 870 °C.

a. Zona Pembakaran



Gambar B.2. Blok Diagram Zona Pembakaran

Aliran <5>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 2,5 kg/cm² (g)

Pada zona ini dilakukan *combustion* gas alam dengan udara untuk mendapatkan suhu pada zona pirolisis sebesar 1.550 °C. Yang menjadi *constrain* adalah *rate decant oil* yaitu 149 kmol/jam untuk menghasilkan *carbon black* sebesar 12.500 kg/jam. Dari perhitungan menggunakan Microsoft Excel dengan add-ins ChE Tools didapatkan rate molar gas alam sebesar 321,91 kmol/jam. Sedangkan *rate* molar udara dari neraca massa didapatkan sebesar 3219,13 kmol/jam.

• Perhitungan Entalpi CH₄

$$\Delta H_{CH_4} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CH_4} = n (-74,85 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} 25,36 + 1,69 \times 10^{-2}(T) + 7,13 \times 10^{-5}(T)^2 + (-4,08 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CH_4} = n (-74,85 \times 10^3 + 178,8358)$$

$$\Delta H_{CH_4} = 265,0949 (-74.673,2)$$

$$\Delta H_{CH_4} = -19.795.478,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₂H₆

$$\Delta H_{C_2H_6} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = n (-84,68 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} 8,18 + 0,16(T) + (-4,01 \times 10^{-5})(T)^2 + (-6,94 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = n (-84,68 \times 10^3 + 264,5750)$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = 16,8038 (-84.419,43)$$

$$\Delta H_{C_2H_6} = -1.418.569,9 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi C_3H_8

$$\Delta H_{C_3H_8} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_3H_8} = n (-103,85 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-5,34) + 0,31(T) + (-1,65 \times 10^{-4})(T)^2 + 3,47 \times 10^{-8}(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_3H_8} = n (-103,85 \times 10^3 + 369.9804)$$

$$\Delta H_{C_3H_8} = 7,8547 (-103.477)$$

$$\Delta H_{C_3H_8} = -812.777,3 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi i- C_4H_{10}

$$\Delta H_{i-C_4H_{10}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{i-C_4H_{10}} = n (-134,52 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-10,85) + 0,43(T) + (-2,52 \times 10^{-4})(T)^2 + (5,95 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{i-C_4H_{10}} = n (-134,52 \times 10^3 + 487,3021)$$

$$\Delta H_{i-C_4H_{10}} = 1,7705 (-134.028,7)$$

$$\Delta H_{i-C_4H_{10}} = -237.300,3 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi n- C_4H_{10}

$$\Delta H_{n-C_4H_{10}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{n-C_4H_{10}} = n (-126,15 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-1,78) + 0,39(T) + (-1,93 \times 10^{-4})(T)^2 + (2,48 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{n-C_4H_{10}} = n (-126,15 \times 10^3 + 490,1929)$$

$$\Delta H_{n-C_4H_{10}} = 2,0602 (-125.657,8)$$

$$\Delta H_{n-C_4H_{10}} = -258.885,2 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi i- C_5H_{12}

$$\Delta H_{i-C_5H_{12}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{i-C_5H_{12}} = n (-154,47 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-11,29) + 0,52(T) + (-2,88 \times 10^{-4})(T)^2 + (6,39 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{i\text{ C}_5\text{H}_{12}} = n (-154,47 \times 10^3 + 597,9564)$$

$$\Delta H_{i\text{ C}_5\text{H}_{12}} = 0,7404 (-125.657,8)$$

$$\Delta H_{i\text{ C}_5\text{H}_{12}} = -113.928,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi n-C₅H₁₂

$$\Delta H_{n\text{ C}_5\text{H}_{12}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{n\text{ C}_5\text{H}_{12}} = n (-146,44 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-3,41) + 0,485(T) + (-2,52 \times 10^{-4})(T)^2 + (2,87 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{n\text{ C}_5\text{H}_{12}} = n (-146,44 \times 10^3 + 604,7842)$$

$$\Delta H_{n\text{ C}_5\text{H}_{12}} = 0,5157 (-153.875)$$

$$\Delta H_{n\text{ C}_5\text{H}_{12}} = -75.113,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi i-C₅H₁₂

$$\Delta H_{C_6H_{14}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_6H_{14}} = n (-167,19 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (-4,74) + 0,58(T) + (-3,11 \times 10^{-4})(T)^2 + (6,29 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_6H_{14}} = n (-167,19 \times 10^3 + 719,97445)$$

$$\Delta H_{C_6H_{14}} = 1,1604 (-166.473)$$

$$\Delta H_{C_6H_{14}} = -192.923,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 145,3238)$$

$$\Delta H_{N_2} = 0,1612 (145,3238)$$

$$\Delta H_{N_2} = 23,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 + 186,1831)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 25,7860 (-393.318,8169)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -10.129.139,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Gas Alam Total (*Mixture*) <5>

$$\Delta H_{\text{mixture}} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{mixture}} = & -19.795.478,3 + (-1.418.569,9) + (-812.777,3) \\ & + (-237.300,3) + (-258.885,2) + (-113.928,9) \\ & + (-75.113,9) + (-192.923,1) + 23,4 + (-10.129.139,5) \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = -33.034.093,1 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <9>

Temperatur operasi = 500 °C

Tekanan operasi = 2,5 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{500} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 14.242,75724)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.544,11 (14.242,75724)$$

$$\Delta H_{N_2} = 36.220.880,66 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{500} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + 15.033,73)$$

$$\Delta H_{O_2} = 676,02 (15.033,73)$$

$$\Delta H_{O_2} = 10.163.046,13 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Udara Total (*Mixture*) <9>

$$\Delta H_{\text{mixture}} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 36.220.880,66 + 10.163.046,13$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 46.383.926,79 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <16'>

$$\text{Temperatur operasi} = 2.327,53 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 2,5 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Pada aliran ini suhu operasi (2.327,53 °C) didapatkan dengan *trial (goal seek)* agar memenuhi hukum kekekalan energi dimana, $\Delta H = 0$.

- Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{ref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (0 + \int_{25}^{2.327,53} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (0 + 75.718,39)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 2.543,27 (75.718,39)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 192.572.295,8 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{ref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (0 + \int_{25}^{2.327,53} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (0 + 82.447,765)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = 1.79 (82.447,765)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = 147.302,4 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{ref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{2.327,53+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 + 158.601,98)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,5732 (-234.903,02)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -88.458.193,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_V^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3$$

$$+ \int_{25}^{2.327,53} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 + 101.274,16)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 646,8188 (-140.551,84)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -90.911.570,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Zona Pembakaran (*Mixture*) <16''>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 192.572.295,8 + 147.302,4 + (-88.458.193,8) + (-90.911.570,7)$$

$$\Delta H_{mixture} = 13.349.833,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Masuk Zona Pembakaran adalah

$$\Delta H_{inlet} = H <5> + H <9>$$

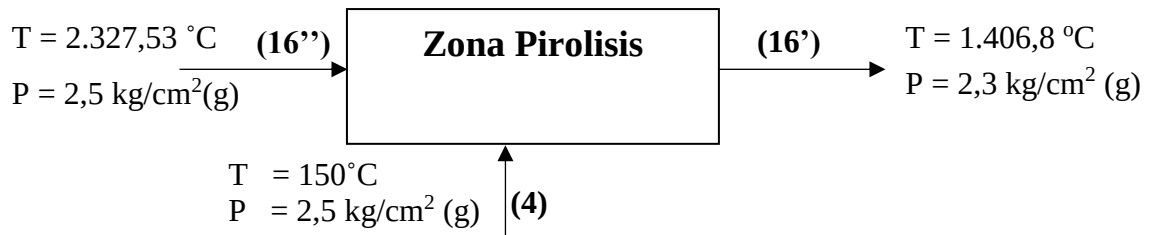
$$\Delta H_{inlet} = -33.076.376,71 + 46.443.298,21$$

$$\Delta H_{inlet} = 13.366.921,5 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.3. Neraca Energi Zona Pembakaran *Reaktor*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H <5>	-33.034.093,1	H<16''>	13.349.833,7
H <9>	46.383.926,8		
Total	13.349.833,7	Total	13.349.833,7

b. Zona Pirolisis



Gambar B.3. Blok Diagram Zona Pirolisis

Pada zona ini *decant oil* yang masuk akan menguap dan terpirolisis pada suhu 1.550 °C. Rate *decant oil* didapatkan dari neraca massa yaitu 149 kmol/hr untuk menghasilkan *carbon black* dengan laju sekitar 12.500 kg/hr.

Aliran <4>

- Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{150+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + 42.143,2)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 148,8095 (-258.856,8)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -38.520.356,7 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <16'>

Pada Zona *Pyrolysis* terjadi reaksi pemecahan *decant oil* menjadi *carbon black* pada suhu 1.550 °C. Perhitungan reaksi pirolisis pada suhu 1.550 °C ini adalah sebagai berikut :

- Perhitungan Entalpi N_2

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{1.550} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 49.826,89)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,2697 (49.826,89)$$

$$\Delta H_{N_2} = 126.723.212,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{1.550} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + 52.634,07)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (52.634,07)$$

$$\Delta H_{O_2} = 94.036,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3$$

$$+ \int_{25+273}^{1.550+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + 83.524,76)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,5732 (-309.980,24)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -116.730.264,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241.83 \times 10^3$$

$$+ \int_{25}^{1.550} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + 63.542,99)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 646,8188 (-178.283,012)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -115.316.801,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249.66 \times 10^3$$

$$+ \int_{25+273}^{1.550+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + 787.657,46)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 148,8095 (537.998,46)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 80.059.294,2 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Campuran *Decant Oil* dan *Udara (Mixture) <16'>*

$$\Delta H_{\text{mixture}} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 126.723.212,0 + 94.036,8 + (-116.730.264,2) + (-115.316.801,7) \\ + 80.059.294,2$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = -25.170.522,9 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.4. Neraca Energi Hasil Pencampuran *Decant Oil*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<16''>	13.349.833,7	H<16'>	-25.170.522,9
H<4>	-38.520.356,7		
Total	-25.170.522,9	Total	-25.170.522,9

Pada zona pirolisis terjadi reaksi endoterm sehingga suhu keluar dari zona pirolisis harus dihitung dengan menggunakan *solver* agar memenuhi $\Delta H = 0$. Dari *solver* didapatkan suhu keluar zona pirolisis sebesar 1.406,8 °C. Perhitungan *enthalpy* adalah sebagai berikut :

- Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{1.406,8} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 44.748,06)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,2697 (44.748,06)$$

$$\Delta H_{N_2} = 113.806.374,2 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{1.406,8} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + 47.311,12)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (47.311,12)$$

$$\Delta H_{O_2} = 84.526,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{1.406,8+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + 73.691,7)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,5732 (-319.813,3)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -120.433.131,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{1.406,8} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + 56.580,36)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 646,8188 (-185.245,64)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -119.820.359,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{1.406,8+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + 693.956,26)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,6429 (444.297,26)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 19.834.698,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{1.406,8+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + 31.763,33)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (31.763,33)$$

$$\Delta H_C = 33.086.798,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (-249,66 \times 10^3$$

$$+ \int_{25}^{1.406,8} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + 42.127,04)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (42.127,04)$$

$$\Delta H_{H_2} = 48.270.568,9 \text{ kJ/jam}$$

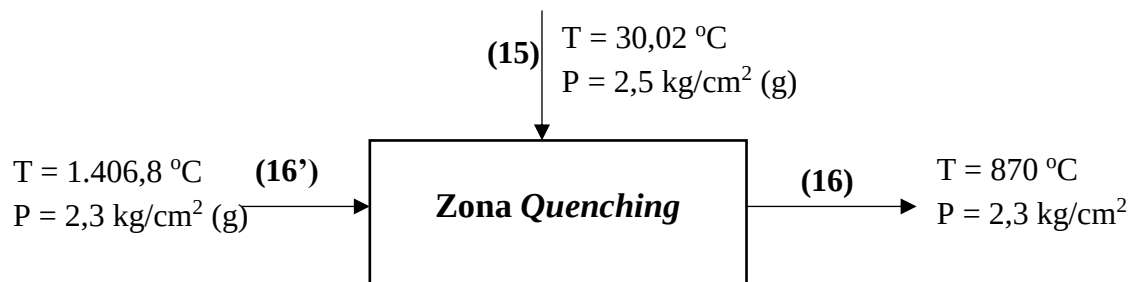
• Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Zona Pirolisis (*Mixture*)

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 113.806.374,2 + 84.526,7 + (-120.433.131,4) + (-119.820.359,0) \\ + 19.834.698,9 + 33.086.798,7 + 48.270.568,9$$

$$\Delta H_{mixture} = -25.170.522,9 \text{ kJ/jam}$$

c. Zona Quenching



Gambar B.4. Blok Diagram Zona Quenching

Pada zona *quenching*, air ditambahkan secara langsung ke dalam reaktor untuk mendinginkan produk. Suhu keluar reaktor menjadi acuan sehingga jumlah air yang diberikan harus tepat sehingga suhu yang diinginkan tercapai. Dari *trial* didapatkan jumlah air sebanyak 1.646,42 kmol/jam. Berikut perhitungan entalpi *inlet* air yang ditambahkan.

Aliran <15>

Temperatur operasi = 30,02 °C

Tekanan operasi = 2,5 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,84 \times 10^3$$

$$+ \int_{25+273}^{30.02+273} ((18,30) + (0,472)(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,84 \times 10^3 + 376,19)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 1.646,4167 (-285.463,81)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -469.992.377,10 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <16>

Temperatur operasi = 870 °C

Tekanan operasi = 2,3 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{870} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 26.181,5)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,2697 (26.181,5)$$

$$\Delta H_{N_2} = 66.586.620,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{870} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + 27.822,44)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (27.822,44)$$

$$\Delta H_{O_2} = 49.708,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{870+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + 41.280,48)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,5732 (-352.224,52)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -132.638.328,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{870} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + 32.029,73)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 2.293,2355 (-209.796,27)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -481.112.258,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{870+273} ((335,15) + (-0,441) (T) + (1,23 \times 10^{-3}) (T)^2 + (0) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + 367.496,41)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,6429 (117.837,41)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 5.260.598,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{870+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2}) (T) + (-4,89 \times 10^5) (T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + 17.327,69)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (17.327,69)$$

$$\Delta H_C = 18.049.678,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25}^{870} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + 24.995,85)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (24.995,85)$$

$$\Delta H_{H_2} = 28.641.081,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Keluar Zona *Quenching* <16>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 66.586.620,6 + 49.708,0 + (-132.638.328,8) + (-481.112.258,0) + 5.260.598,5 + 18.049.678,0 + 28.641.081,8$$

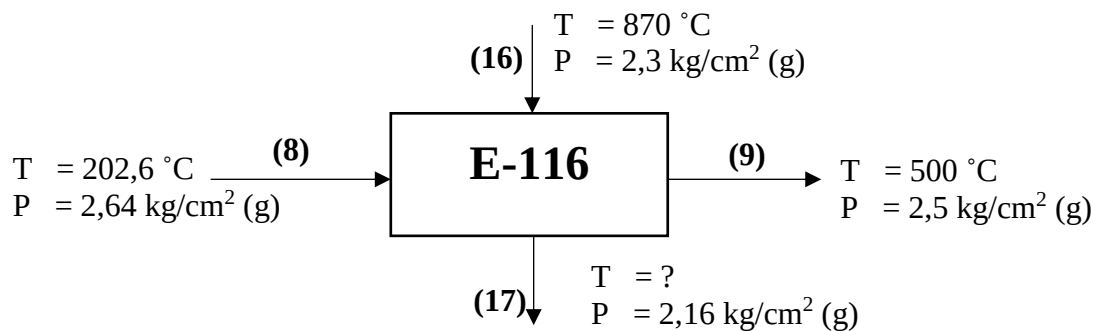
$$\Delta H_{mixture} = -495.162.900,1 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.5. Neraca Energi Zona *Quenching*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<16'>	-25.170.522,9	H<16>	-495.162.900,1
H<15>	-469.992.377,1		
Total	-495.162.900,1	Total	-495.162.900,1

2. Preheater Udara (E-116)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Penukar panas antara pemanasan udara yang akan masuk reaktor dengan produk reaktor yang didinginkan



Gambar B.5. Blok Diagram *Preheater* Udara (E-116)

Keterangan :

<8> = Aliran udara (*cold*)

<16> = Aliran produk reaktor (*hot*)

<9> = Aliran udara (*hot*)

<17> = Aliran produk reaktor (*cold*)

Pada *Preheater Udara* (E-116), udara dipanaskan menggunakan aliran keluar reaktor. Aliran keluar reaktor adalah *hot stream* dan udara adalah *cold stream*. Jika tidak ada panas yang lepas ke lingkungan maka $\Delta H_{inlet} = \Delta H_{outlet}$.

Aliran <8>

Temperatur operasi = 202,6 °C

Tekanan operasi = 2,64 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{202,6} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + 5.209,469)$$

$$\Delta H_{N_2} = 13.248.246,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{202,6} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + 5.385,943)$$

$$\Delta H_{O_2} = 3.640.984,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Udara Masuk Preheater total (*Mixture*) <8>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 13.248.246,7 + 3.640.984,9$$

$$\Delta H_{mixture} = 16.889.231,7 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <17>

Temperatur operasi = 766,97 °C

Tekanan operasi = 2,16 kg/cm² (g)

Pada aliran <17> suhu operasi didapatkan secara *trial goal seek* sebesar 766,97 °C

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{766,97} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (22.775,578)$$

$$\Delta H_{N_2} = 57.924.438,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{766,97} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (24.193,408)$$

$$\Delta H_{O_2} = 43.224,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{766,97+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 35.569,398)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -134.788.970,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{766,97} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 2.293,235 (-241,83 \times 10^3 + 27.680,519)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -491.086.016,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{766,97+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,643 (-249,66 \times 10^3 + 310.176,441)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 2.701.671,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{766,97+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (14.901,933)$$

$$\Delta H_C = 15.522.847,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{766,97} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (21.840,184)$$

$$\Delta H_{H_2} = 25.025.210,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Produk *Reaktor* Keluar *Preheater* Udara <17>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 57.924.438,6 + 43.224,3 + (-134.788.970,6) + (-491.086.016,4) + 2.701.671,5 + 15.522.847,1 + 25.025.210,3$$

$$\Delta H_{mixture} = -524.657.595,2 \text{ kJ/jam}$$

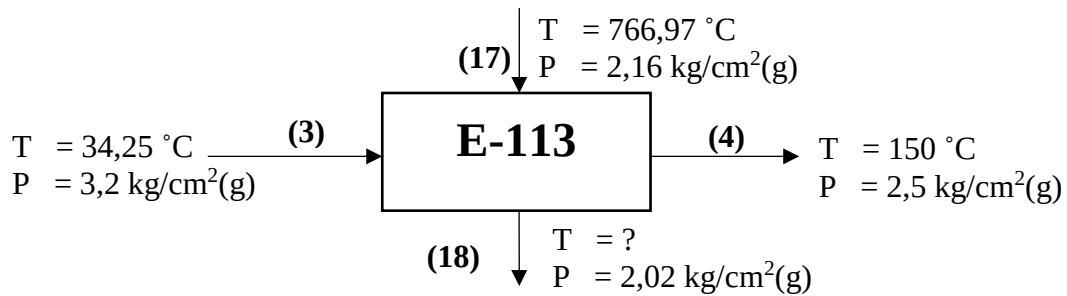
Perhitungan Neraca Energi Total dari *Preheater* Udara (E-116) dapat dilihat pada **Tabel B.6** Berikut ini

Tabel B.6. Neraca Energi *Preheater* Udara (E-116)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<16>	-495.162.900,1	H<17>	-524.657.595,2
H<8>	16.889.231,7	H<9>	46.383.926,79
Total	-4,78×10⁸	Total	-4,78×10⁸

3. Preheater Decant Oil (E-113)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Penukar panas antara pemanasan *decant oil* yang akan masuk reaktor dengan produk reaktor yang diinginkan



Gambar B.6. Blok Diagram *Preheater Decant Oil* (E-113)

Keterangan :

- | | |
|---------------------------------------|-------------------------------------|
| <3> = Aliran <i>decant oil</i> (cold) | <17> = Aliran produk reaktor (hot) |
| <4> = Aliran <i>decant oil</i> (hot) | <18> = Aliran produk reaktor (cold) |

Pada *Preheater Decant Oil*, *decant oil* dipanaskan menggunakan aliran keluar reaktor. Aliran keluar reaktor adalah *hot stream* dan *decant oil* adalah *cold stream*. Jika tidak ada panas yang lepas ke lingkungan maka $\Delta H_{inlet} = \Delta H_{outlet}$.

Aliran <3>

Temperatur operasi = 34,25 °C

Tekanan operasi = 3,11 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{34,25+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 148,810 (-301 \times 10^3 + 2.904,665)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = -44.359.424,8 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <18>

Temperatur operasi = 746,25 °C

Tekanan operasi = 2,02 kg/cm² (g)

Pada aliran <18> dilakukan *trial goal seek* temperatur dengan *set error* 0 terhadap ΔH input dan output. Suhu operasi yang didapatkan secara *goal seek* sebesar 746,25 °C.

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{746,25} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (22.098,187)$$

$$\Delta H_{N_2} = 56.201.649,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{746,25} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (2.3469,307)$$

$$\Delta H_{O_2} = 41.930,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{746,25+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 34.436,938)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -135.215.424,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{746,25} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 2.293,235 (-241,83 \times 10^3 + 26.821,521)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -493.055.900,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{746,25+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,643 (-249,66 \times 10^3 + 298.924,217)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 2.199.340,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{746,25+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (14.427,144)$$

$$\Delta H_C = 15.028.275,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{746,25} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (21.210,298)$$

$$\Delta H_{H_2} = 24.303.466,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Produk *Reaktor Keluar Preheater Decant Oil* <18>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 56.201.649,6 + 41.930,6 + (-135.215.424,9) + (-493.055.900,1) + 2.199.340,0 + 15.028.275,4 + 24.303.466,0$$

$$\Delta H_{mixture} = -530.496.663,3 \text{ kJ/jam}$$

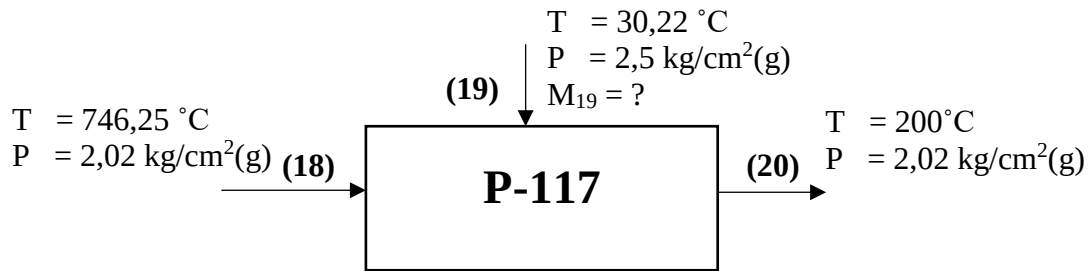
Perhitungan Neraca Energi Total dari *Preheater* Udara (E-116) dapat dilihat pada **Tabel B.7** Berikut ini

Tabel B.7. Neraca Energi *Preheater Decant Oil* (E-113)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<17>	-524.657.595,2	H<18>	-530.496.663,3
H<3>	-44.359.424,8	H<4>	-38.520.356,7
Total	-5,69×10⁸	Total	-5,69×10⁸

4. Quench Tower (P-117)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mendinginkan *carbon black* hasil dari reaksi pada *Reactor Furnance* (R-110) hingga 200 °C secara *direct contact*



Gambar B.7. Blok Diagram Quench Tower (P-117)

Keterangan :

- <18> = Produk *Reactor Furnace* <20> = Output Quench Tower (P-117)
 <19> = *Water process*

Pada *Quench Tower* aliran produk didinginkan hingga suhu 200 °C dengan cara kontak langsung dengan air. Untuk mencapai suhu yang diinginkan maka laju air yang ditambahkan harus tepat. Dengan bantuan *goal seek* massa molar dengan *set error* terhadap $\Delta H=0$ didapatkan massa molar *quench water* sebanyak 2.867,79 kmol/jam.

Aliran <19>

Temperatur operasi = 30,02 °C

Tekanan operasi = 2,5 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{30,02} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 2.867,793 (-285,84 \times 10^3 + 376,194)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -818.651.204,9 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <20>

Temperatur operasi = 200 °C

Tekanan operasi = 2,02 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{200} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (5.132,376)$$

$$\Delta H_{N_2} = 13.053.017,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{200} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (5.304,835)$$

$$\Delta H_{O_2} = 9.477,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3$$

$$+ \int_{25+273}^{200+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 7.110,438)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -145.505.853,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3$$

$$+ \int_{25}^{200} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 5.161,029 (-241,83 \times 10^3 + 6.009,751)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -1.217.054.462,1,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{200+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,643 (-249,66 \times 10^3 + 50.651,642)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = -8.884.257,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{200+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (3.302,241)$$

$$\Delta H_C = 3.439.834,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{200} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (5.056,909)$$

$$\Delta H_{H_2} = 5.794.375,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Quench Tower* <20>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 13.053.017,0 + 9.477,7 + (-145.505.853,3) + (-1.217.054.462,1) + -8.884.257,0 + 3.439.834,4 + 5.794.375,0$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.349.147.868,3 \text{ kJ/jam}$$

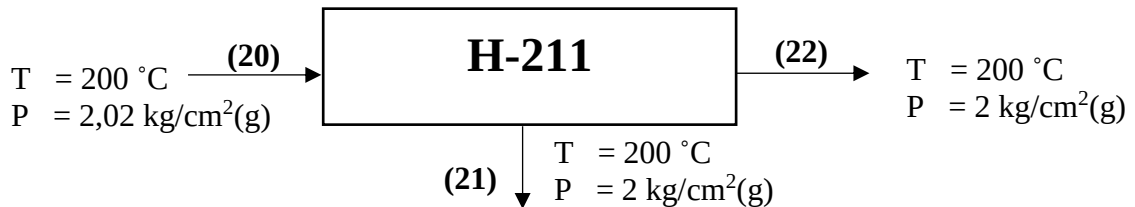
Perhitungan Neraca Energi Total dari *Quench Tower* (P-117) dapat dilihat pada **Tabel B.8** Berikut ini

Tabel B.8. Neraca Energi *Quench Tower* (P-117)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<18>	-530.496.663,3	H<20>	-1.349.147.868,3
H<19>	-818.651.204,9		
Total	-1,35×10⁹	Total	-1,35×10⁹

5. Bag Filter I (H-211)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menangkap partikel *carbon black* yang keluar dari *Quench Tower* (P-117)



Gambar B.8. Diagram Alir *Bag Filter* I (H-211)

Keterangan :

<20> = *Outlet Quench Tower* (P-117)

<22> = *Tail gas*

<21> = *Aliran carbon black*

Pada *Bag Filter* I terjadi pemisahan fase padat dengan gas dan ada perubahan suhu.

Aliran <22>

Temperatur operasi = 200 °C

Tekanan operasi = 2,00 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{200} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (5.132,376)$$

$$\Delta H_{N_2} = 13.053.017,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{200} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (5.304,835)$$

$$\Delta H_{O_2} = 9.477,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{200+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 7.110,438)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -145.505.853,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{200} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 5.161,029 (-241,83 \times 10^3 + 6.009,751)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -1.217.054.462,1,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{200+273} ((9,296) + (-0,97)(T) + (5,4 \times 10^{-4})(T)^2 + (1,14 \times 10^{-4})(T)^{-7}) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 44,643 (-249,66 \times 10^3 + 50.651,642)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = -8.884.257,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{200} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (5.056,909)$$

$$\Delta H_{H_2} = 5.794.375,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Outlet Gas Bag Filter I <22>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 13.053.017,0 + 9.477,7 + (-145.505.853,3) + (-1.217.054.462,1) \\ + -8.884.257,0 + 5.794.375,0 \\ \Delta H_{\text{mixture}} = -1.349.147.868,3 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <21>

Temperatur operasi = 200 °C

Tekanan operasi = 2,00 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{\text{ref}}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{200+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,6667 (3.302,241)$$

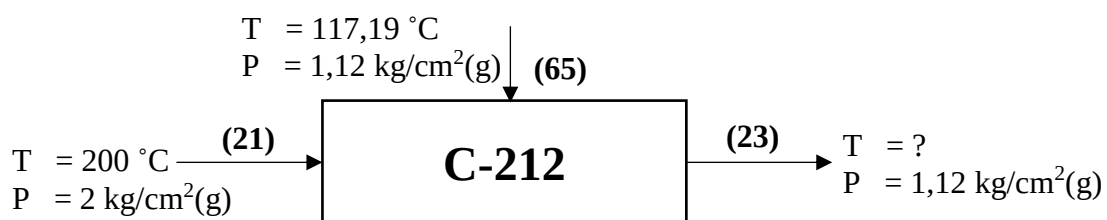
$$\Delta H_C = 3.439.834,4 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.9. Neraca Energi Bag Filter I (H-221)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<20>	-1.349.147.868,3	H<22>	-1.352.587.702,7
		H<21>	3.439.834,4
Total	-1,35×10⁹	Total	-1,35×10⁹

6. Micropulverizer (C-212)

- Sistem Operasi : Kontinu
- Fungsi : Menyeragamkan ukuran partikel *carbon black* yang terbentuk sehingga sesuai dengan ukuran yang diinginkan.



Gambar B.9. Blok Diagram Micropulverizer (C-212)

Keterangan :

<21> = Carbon black dari Bag Filter I

<65> = Arus recycle

<23> = Output Micropulverizer

Pada *Micropulverizer*, suhu kedua *feed* berbeda sehingga harus dicari suhu aliran *outlet* dari *Micropulverizer*. Pada perhitungan, kerja *Micropulverizer* diabaikan.

Aliran <65>

Temperatur operasi = 117,19 °C

Tekanan operasi = 1,12 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{117,19} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 76,851 (2.690,940)$$

$$\Delta H_{N_2} = 206.802,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{117,19} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 20,429 (2.755,576)$$

$$\Delta H_{O_2} = 56.293,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{117,19} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 0,858 (-241,83 \times 10^3 + 3.133,772)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -204.869,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{117,19+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 115,741 (1.765,703)$$

$$\Delta H_C = 204.364,1 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Aliran *Recycle* dari *Screener* <65>

$$\Delta H_{\text{mixture}} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 206.802,2 + 56.293,4 + (-204.869,5) + 204.364,1$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 262.590,1 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <23>

$$\text{Temperatur operasi} = 182,78 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,12 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Aliran <23> merupakan campuran dari Aliran <22> dan Aliran <65>. Hal ini mengakibatkan perubahan suhu pada aliran. Suhu aliran didapatkan dengan menggunakan *goal seek* dan didapatkan suhu sebesar 182,78 °C.

- Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{Tref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (0 + \int_{25}^{182,78} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 76,851 (4.622,511)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 355.246,0 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{Tref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (0 + \int_{25}^{182,78} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = 20,429 (4.769,273)$$

$$\Delta H_{\text{O}_2} = 97.431,0 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O (g)}} = n (\Delta \hat{H}_{\text{v}}^0 + \int_{T_{\text{Tref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O (g)}} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{182,78} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O (g)}} = 0,858 (-241,83 \times 10^3 + 5.406,563)$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O (g)}} = -202.918,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{182,78+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.157,41 (2983,103)$$

$$\Delta H_C = 3.452.666,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Outlet dari Micropulverizer <23>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 355.246,0 + 97.431,0 + (-202.918,8) + 3.452.666,3$$

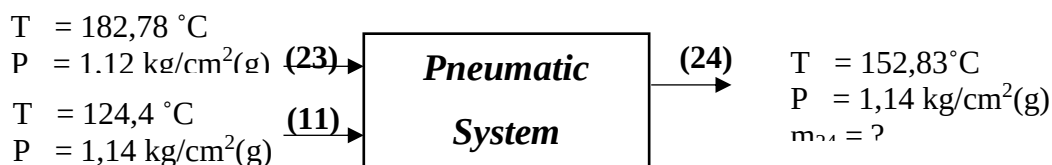
$$\Delta H_{mixture} = 3.702.424,5 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.10. Neraca Energi Micropulverizer (C-212)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<21>	3.439.834,4	H<23>	3.702.424,5
H<65>	262.590,1		
Total	3,70×10⁶	Total	3,70×10⁶

7. Pneumatic Conveyor

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengalirkan partikel *carbon black* dari Micropulverizer (C-212) menuju Cyclone (H-213) dengan menggunakan aliran udara



Gambar B.10. Blok Diagram Pneumatic Conveyor

Keterangan :

<11> = Udara

<24> = Aliran Pneumatic Conveyor

<23> = Solid dari Micropulverizer

Untuk membawa partikel *solid* ke sistem selanjutnya digunakan *Pneumatic Conveyor*. Udara ditambahkan untuk membawa partikel tersebut. Karena suhu *solid* dan udara berbeda maka suhu aliran harus dicari.

Aliran <11>

Temperatur operasi = 124,4 °C

Tekanan operasi = 1,14 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{124,4} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 684,052 (2.902,399)$$

$$\Delta H_{N_2} = 1.985.391,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{124,4} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 181,837 (2.974,735)$$

$$\Delta H_{O_2} = 540.915,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Inlet Udara Sistem *Pneumatic* <11>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 1.985.391,3 + 540.915,5$$

$$\Delta H_{mixture} = 2.526.306,8 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <24>

Temperatur operasi = 152,83 °C

Tekanan operasi = 1,14 kg/cm² (g)

Suhu aliran <24> berubah karena merupakan campuran dari aliran <23> dan <11>. Dengan bantuan *Goal seek* didapatkan suhu sebesar 152,83 °C

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{152,83} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 760,903 (3.738,404)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.844.563,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{152,83} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 202,265 (3.844,402)$$

$$\Delta H_{O_2} = 777.589,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{152,83} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 0,858 (-241,83 \times 10^3 + 4.363,852)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -203.813,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{152,83+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.157,41 (2.428,179)$$

$$\Delta H_C = 2.810.392,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Outlet Udara *Pneumatic System* <24>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 2.844.563,2 + 777.589,6 + (-203.813,8) + 2.810.392,3$$

$$\Delta H_{mixture} = 6.228.731,3 \text{ kJ/jam}$$

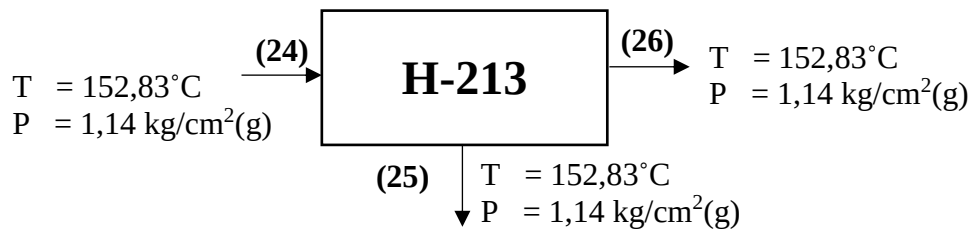
Tabel B.11. Neraca Energi *Pneumatic System*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<23>	370.2424,5	H<24>	6.228.731,3
H<11>	2.526.306,8		
Total	6,23×10⁶	Total	6,23×10⁶

8. Cyclone (H-213)

- Sistem Operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan udara yang berasal dari *pneumatic system* yang

membawa *carbon black* dari *Micropulverizer* (C-212) dengan densitas lebih kecil



Gambar B.11. Blok Diagram *Cyclone* (H-213)

Keterangan :

<24> = Inlet dari *pneumatic system* <25> = Output *carbon black*

<26> = Output *carbon black* + udara

Pada *Cyclone* terjadi pemisahan antara *solid* dengan gas. Namun masih ada sedikit *solid* yang terbawa. Pada *Cyclone* juga tidak terjadi perubahan suhu.

Aliran <26>

Temperatur operasi = 152,83 °C

Tekanan operasi = 1,14 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{152,83} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 760,903 (3.738,404)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.844.563,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{152,83} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 202,265 (3.844,402)$$

$$\Delta H_{O_2} = 777.589,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{152,83} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 0,858 (-241,83 \times 10^3 + 4.363,852)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -203.813,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{152,83+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2}) (T) + (-4,89 \times 10^5) (T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 173,611 (2.428,179)$$

$$\Delta H_C = 421.558,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas Cyclone* <26>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 2.844.563,2 + 777.589,6 + (-203.813,8) + 421.558,9$$

$$\Delta H_{mixture} = 3.839.897,8 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <25>

$$\text{Temperatur operasi} = 152,83 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,14 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n \left(0 + \int_{25+273}^{152,83+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^{-5})(T)^{-2}) dT \right)$$

$$\Delta H_C = 983,796 \text{ (2.428,179)}$$

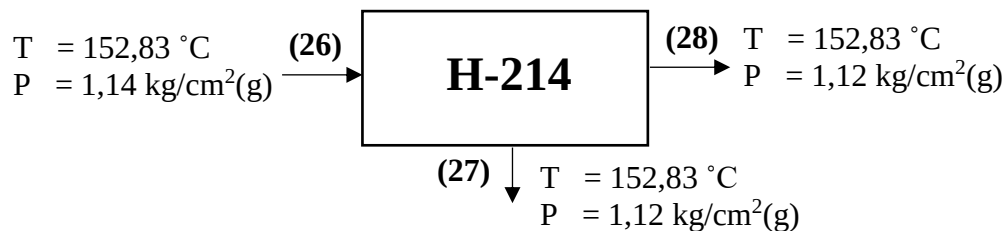
$$\Delta H_C = 2.388,833,5 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.12. Neraca Energi *Cyclone* (H-213)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<24>	6.228.731,3	H<26>	3.839.897,8
		H<25>	2.388.833,5
Total	6,23×10⁶	Total	6,23×10⁶

9. *Bag Filter* II (H-214)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menangkap partikel *carbon black* yang keluar dari *Cyclone* (H-213)



Gambar B.12. Blok Diagram *Bag Filter* II (H-214)

Keterangan :

<26> = *Carbon black* + udara

<27> = *Carbon black* output

<28> = *Tail gas*

Pada *Bag Filter* II terjadi pemisahan fase padat dengan gas namun terjadi perubahan tekanan pada *Bag Filter* II. Perubahan tekanan terjadi akibat adanya *pressure drop* karena gas pembawa *solid* melewati *filter cloth* pada *bag filter*. Adapun tekanan output *Bag Filter* II didapat dengan bantuan ChE Tools sebesar 1,12 kg/cm² (g).

Aliran <28>

Temperatur operasi = 152,83°C

Tekanan operasi = 1,12 kg/cm² (g)

- Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n \left(0 + \int_{25}^{152,83} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = 760,903(3.738,404)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.844.563,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = n \left(0 + \int_{25}^{152,83} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = 202,265(3.844,402)$$

$$\Delta H_{O_2} = 777.589,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{152,83} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 0,858(-241,83 \times 10^3 + 4.363,852)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -203.813,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas Bag Filter* <28>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i = 2.844.563,2 + 777.589,6 + (-203.813,8) + 421.558,9$$

$$\Delta H_{mixture} = 3.418.339 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <27>

$$\text{Temperatur operasi} = 152,83 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,12 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT \right)$$

$$\Delta H_C = n \left(0 + \int_{25+273}^{152,83+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT \right)$$

$$\Delta H_C = 173,611(2.428,179)$$

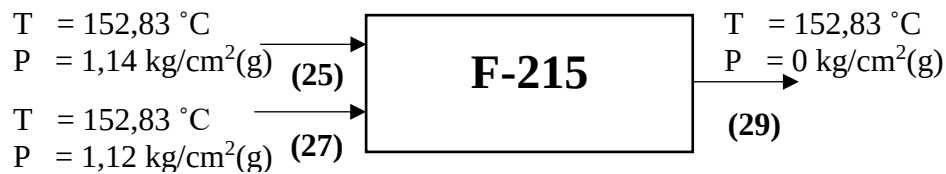
$$\Delta H_C = 421.558,9 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.13. Neraca Energi *Bag Filter II* (H-214)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<26>	3.839.897,8	H<28>	3.418.339,0
		H<27>	421.558,9
Total	3,84×10⁶	Total	3,84×10⁶

10. Bin (F-215)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menampung *carbon black* dari *output Cyclone* (H-213) dan *Bag Filter II* (H-214)



Gambar B.13. Blok Diagram *Bin* (F-215)

Keterangan :

<27> = *Carbon black outlet Bag Filter II*

<29> = *Total carbon black*

<25> = *Carbon black outlet Cyclone*

Pada *Bin* solid dari *Cyclone* dan *Bag Filter II* ditampung. Karena suhu kedua *feed* sama maka suhu keluar *Bin* akan sama. Tekanan keluar dari *Bin* adalah 0 karena *Bin* merupakan *open system*.

Aliran <29>

Temperatur operasi = 152,83 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{152,83+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.157,408 (2.428,179)$$

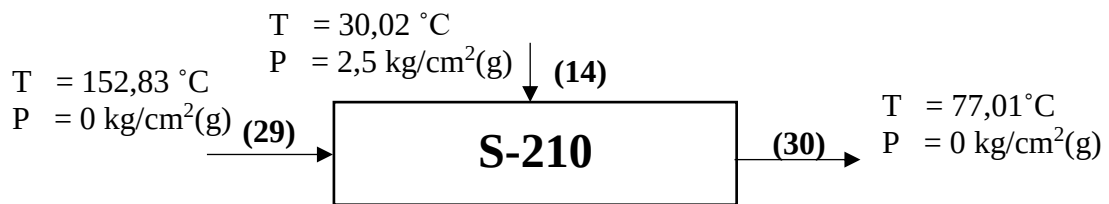
$$\Delta H_C = 2.813.989,2 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.14. Neraca Energi Bin (F-125)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<25>	2.388.833,5	H<29>	2.810.392,3
H<27>	421.558,9		
Total	2,81×10⁶	Total	2,81×10⁶

11. Pelletizer (S-210)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Meningkatkan *bulk density carbon black* yang dihasilkan sehingga sesuai spesifikasi yang dibutuhkan untuk tipe HAF, yakni sebesar 350 g/l



Gambar B.14. Blok Diagram Pelletizer (S-210)

Keterangan :

<29> = Carbon black output Bin

<30> = Carbon black output Pelletizer

<14> = Water process

Pada Pelletizer, air ditambahkan dengan ratio tertentu. Karena suhu air dan solid berbeda maka suhu *pellet* keluar harus dihitung.

Aliran <14>

Temperatur operasi = 30,02 °C

Tekanan operasi = 2,5 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{30,02} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 462,963 (-285,840 \times 10^3 + 376,194)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -132.159.187,6 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <30>

Temperatur operasi = 77,01 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

Temperatur pada aliran <30> dihitung menggunakan *goal seek* pada Excel. Adapun temperatur yang di dapat adalah 77,01°C

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{77,01+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.157,408 (1.009,778)$$

$$\Delta H_C = 1.168.725,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{77,01} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 462,963 (-285,840 \times 10^3 + 3.922,195)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -130.517.520,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Outlet Pelletizer <30>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i = -130.517.520,3 + 1.168.725,0$$

$$\Delta H_{mixture} = -129.348.795,3 \text{ kJ /jam}$$

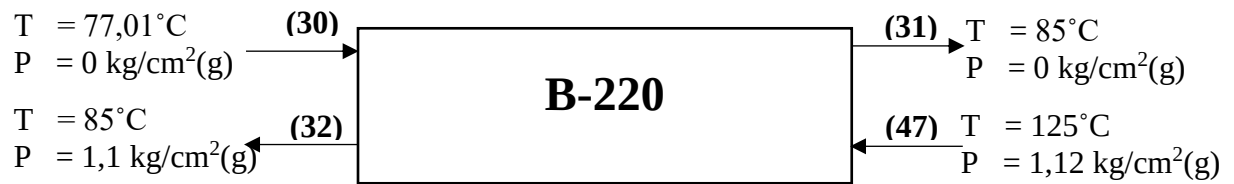
Tabel B.15. Neraca Energi Pelletizer (S-210)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<29>	2.810.392,3	H<30>	-129.348.795,3
H<14>	-132.159.187,6		
Total	-1,29×10⁸	Total	-1,29×10⁸

12. Rotary Dryer (B-220)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengeringkan/mengurangi kadar air yang terdapat dalam *carbon*

black slurry hingga 1 % berat



Gambar B.15. Blok Diagram *Rotary Dryer* (B-220)

Keterangan :

<30> = Carbon black inlet

<31> = Carbon black outlet

<47> = Udara inlet

<32> = Udara outlet

Pada *Rotary Dryer*, *pellet* basah dikontakan dengan udara kering sehingga terjadi perpindahan massa air dari *pellet* ke udara kering. Suhu keluar *Rotary Dryer* harus ditrial dan *rate* udara harus dihitung dimana, harus memenuhi kekekalan massa dan energi. Pada perhitungan ini tidak digunakan panas pembentukan. Namun digunakan panas penguapan.

Dari *flow diagram* diketahui :

<i>Rate dry solid</i> (Ls)	= 13.888,89 kg dry solid/hr
<i>Moisture content inlet solid</i> (X1)	= 0,6 kg H ₂ O/ kg dry solid
<i>Moisture content outlet solid</i> (X2)	= 0,01 kg H ₂ O/kg dry solid
<i>Temperatur solid inlet</i> (Ts in)	= 77,01 °C
<i>Temperatur solid outlet</i> (Ts out)	= 85 °C
<i>Temperatur gas inlet</i> (Tg in)	= 125 °C
<i>Temperatur gas outlet</i> (Tg out)	= 85 °C
<i>Humidity gas inlet</i> (H in)	= 0,015 kg H ₂ O/kg dry air
<i>Heat capacity solid</i> (Cps)	= 0,785 kJ/kg dry solid K
<i>Heat capacity moisture</i> (Cpa)	= 4,193 kJ/kg H ₂ O

Maka dapat dibuat neraca komponen pada *moisture*

$$G \cdot H_{in} + L_s \cdot X_1 = G \cdot H_{out} + L_s \cdot X_2$$

$$G(0,015) + 13.906,67(0,6) = G \cdot H_{out} + 13.888,89(0,01)$$

Untuk neraca energi entalpi gas pada suhu 125 °C menggunakan 0 °C sebagai datum.

Diketahui panas *latent* air (λ_0) = 2.501 kJ/kg

$$H'_{G(in)} = c_s(T_{g(in)} - T_0) + H_{in}\lambda_0$$

$$H'_{G(in)} = [1,005 + 1,88(0,015)](200 - 0) + 0,015(2.501)$$

$$H'_{G(in)} = 166.7 \text{ kJ/kg dry air}$$

Untuk udara keluar,

$$H'_{G(out)} = c_s(T_{g(in)} - T_0) + H_{in}\lambda_0$$

$$H'_{G(out)} = [1,005 + 1,88(H_{out})](85 - 0) + H_{out}(2.501)$$

$$H'_{G(out)} = 85,425 + 2.660,8 \cdot H_{out}$$

Untuk inlet solid,

$$H'_{s(in)} = C_{pS(in)}(T_{s(in)} - T_0) + X_1 C_{pA(in)}(T_{s(in)} - T_0)$$

$$H'_{s(in)} = 0,785(77,01 - 0) + 0,6(4,193)(77,01 - 0)$$

$$H'_{s(in)} = 254,2 \text{ kJ/kg dry solid}$$

Untuk outlet solid,

$$H'_{s(out)} = C_{pS(out)}(T_{s(out)} - T_0) + X_2 C_{pA(out)}(T_{s(out)} - T_0)$$

$$H'_{s(out)} = 0,88(85 - 0) + 0,01(4,199)(85 - 0)$$

$$H'_{s(out)} = 78,37 \text{ kJ/kg dry solid}$$

Maka dapat dirumuskan persamaan neraca energi dengan asumsi tidak ada panas yang lepas.

$$G \cdot H'_{G(in)} + L_s \cdot H'_{s(in)} = G \cdot H'_{G(out)} + L_s \cdot H'_{s(out)}$$

$$G(166.7) + 13.906,67(254,2) = G \cdot (85,425 + 2.660,8 \cdot H_{out}) + 13.906,67(78,37)$$

Persamaan neraca massa dan energi diselesaikan bersamaan dengan *solver* sehingga di dapatkan :

$$G = 468487.9 \text{ kg dry air/hr}$$

$$H_{out} = 0,0325 \text{ kg H}_2\text{O/kg dry air}$$

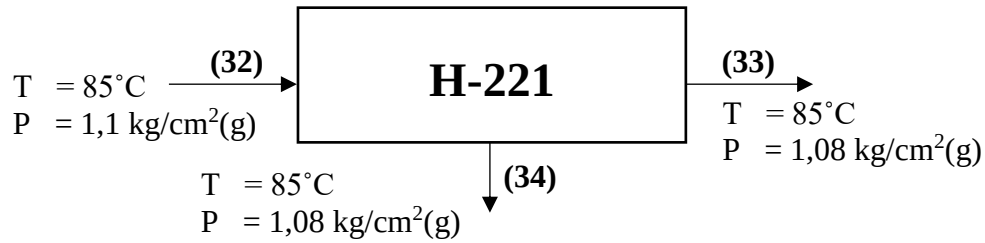
Tabel B.35. Neraca Massa *Rotary Dryer* (B-220)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<30>	$3,53 \times 10^6$	H<31>	$1,06 \times 10^6$
H<47>	$7,81 \times 10^7$	H<32>	$8,06 \times 10^7$
Total	$8,16 \times 10^7$	Total	$8,16 \times 10^7$

13. *Bag Filter* III (H-221)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menangkap *tail gas* dan *carbon black* yang keluar dari

Rotary Dryer (B-220)



Gambar B.16. Blok Diagram *Bag Filter* III (H-221)

Keterangan :

<32> = Inlet gas dari *Rotary Dryer*

<34> = Outlet carbon black

<33> = Outlet gas *Bag Filter* III

Tidak terjadi perubahan suhu pada *Bag Filter* III, namun terjadi perubahan tekanan karena gesekan dengan *filter cloth* pada *Bag Filter*.

Aliran <32>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 1,1 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{85} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 4.463,673 (1.748,361)$$

$$\Delta H_{N_2} = 7.804.113,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{85} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.186,546 (1.783,019)$$

$$\Delta H_{O_2} = 2.115.633,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 591,041 (-241,83 \times 10^3 + 2.031,774)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -141.728.117,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 0,231 (-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -65.118,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 34,722 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 40.320,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Inlet Bag Filter* <32>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 7.804.113,1 + 2.115.633,9 + (-141.728.117,2) + (-65.118,3) + 40.320,0$$

$$\Delta H_{mixture} = -131.833.168,6 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <33>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 1,08 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{85} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 4.463,673 \text{ (1.748,361)}$$

$$\Delta H_{N_2} = 7.804.113,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{85} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.186,546 \text{ (1.783,019)}$$

$$\Delta H_{O_2} = 2.115.633,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 591,041 (-241,83 \times 10^3 + 2.031,774)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -141.728.117,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas Bag Filter* <33>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 7.804.113,1 + 2.115.633,9 + (-141.728.117,2)$$

$$\Delta H_{mixture} = -131.808.370,2 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <34>

$$\text{Temperatur operasi} = 85 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,08 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212 (T) + (-1,34 \times 10^{-3}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-6}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 0,231 (-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -65.118,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 34,722 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 40.320,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet solid Bag Filter* <32>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i = -65.118,3 + 40.320,0$$

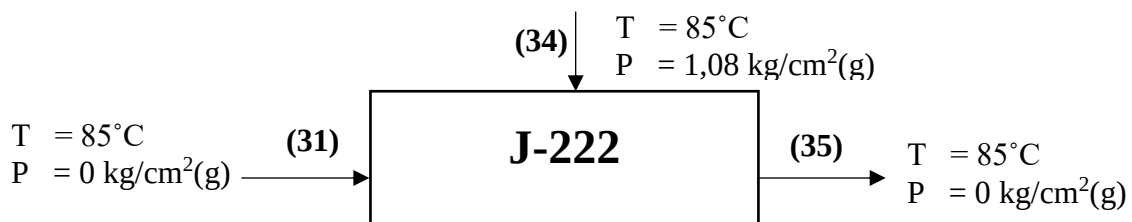
$$\Delta H_{mixture} = -24.798,3 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.17. Neraca Energi *Bag Filter* III (H-221)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<32>	-131.833.168,6	H<33>	-131.808.370,2
		H<34>	-24.798,3
Total	-1,32×10⁸	Total	-1,32×10⁸

14. Belt Conveyor I (J-222)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengangkut partikel *carbon black* dari *Rotary Dryer* (B-220) dan *Bag Filter* III (H-221) menuju *Bucket Elevator* (J-223)



Gambar B.17. Blok Diagram *Belt Conveyor* I (J-222)

Keterangan :

<31> = *Solid* dari *Rotary Dryer* (B-220) <35> = *Outlet Belt Conveyor* I (J-222)

<34> = *Solid* dari *Bag Filter* III (H-221)

Belt Conveyor I digunakan untuk memindahkan partikel *solid* kering ke proses selanjutnya. *Inlet* berasal dari *Rotary Dryer* dan *Bag Filter* III.

Aliran <31>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

- Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 7,485(-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -2.105.492,0 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.122,685 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 1.303.679,1 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Aliran *Inlet solid* dari *Bag Filter* <31>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = -2.105.492,0 + 1.303.679,1$$

$$\Delta H_{mixture} = -801.812,9 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <35>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

- Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 7,716 (-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -2.170.610,3 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.157,408 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 1.343.999,1 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Belt Conveyor I* <35>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = -2.170.610,3 + 1.343.999,1$$

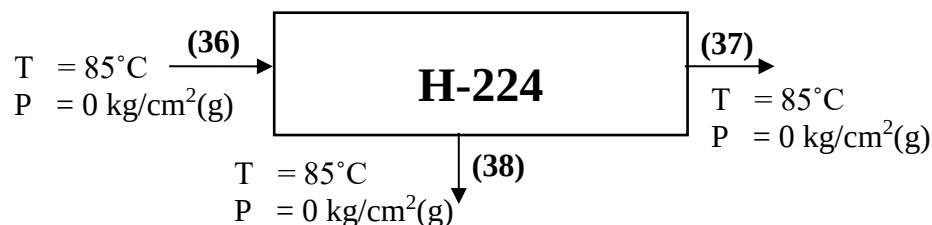
$$\Delta H_{mixture} = -826.611,2 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.18. Neraca Energi *Belt Conveyor I* (J-222)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<31>	-801.812,9	H<35>	-826.611,2
H<34>	-24.798,3		
Total	-8,27×10⁵	Total	-8,27×10⁵

15. *Screener* (H-224)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan partikel *carbon black* yang sudah memenuhi spesifikasi (*on spec*) dengan yang belum memenuhi spesifikasi (*off spec*)



Gambar B.18. Blok Diagram *Screener* (H-224)

Keterangan :

<36> = *Inlet Screener* (H-224)

<37> = *Outlet off spec*

<38> = *Outlet on spec*

Pada *Screeener* terjadi pemisahan *solid* berdasarkan ukuran partikel. Tidak terjadi perubahan temperatur pada *Screeener*.

Aliran <38>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 6,944 (-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.953.549,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,667 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 1.209.599,2 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet On Spec* <38>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.953.549,3 + 1.209.599,2$$

$$\Delta H_{mixture} = -743.950,1 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <37>

Temperatur operasi = 85 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{85} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 0,772(-285,840 \times 10^3 + 4.528,944)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -217.061,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{85+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 115,741 (1.161,215)$$

$$\Delta H_C = 134.399,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Off Spec <37>*

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = -217.061,0 + 134.399,9$$

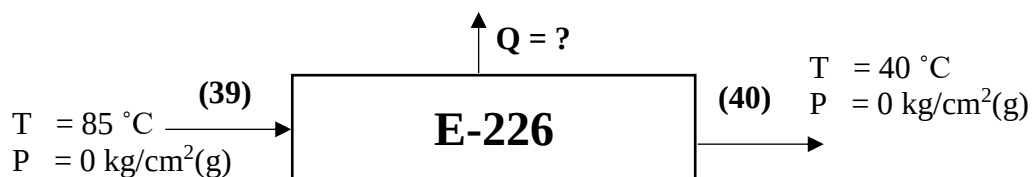
$$\Delta H_{mixture} = -82.661,1 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.19. Neraca Energi *Screener* (H-224)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<36>	-826.611,2	H<38>	-743.950,1
		H<37>	-82.661,1
Total	-8,27×10⁵	Total	-8,27×10⁵

16. Air Cooler (E-226)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mendinginkan partikel *carbon black* dari *Belt Conveyer* II (J-225) menuju *Belt Conveyer* III (J-227)



Gambar B.19. Blok Diagram *Air Cooler* (E-226)

Keterangan :

<39> = *Inlet solid* panas

Q = Panas yang dilepaskan

<40> = *Outlet solid* dingin

Pada *Air Cooler* produk didinginkan menggunakan udara hingga suhu tertentu. Dimana Q adalah panas yang dilepaskan.

Aliran <40>

Temperatur operasi = 40 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{40} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 6,944 (-285,840 \times 10^3 + 505,375)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.977.182,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C

$$\Delta H_C = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^{-2} dT)$$

$$\Delta H_C = n (0 + \int_{25+273}^{40+273} ((11,18) + (1,1 \times 10^{-2})(T) + (-4,89 \times 10^5)(T)^{-2}) dT)$$

$$\Delta H_C = 1.041,667(296,481)$$

$$\Delta H_C = 308.834,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Solid* Dingin <40>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.977.182,5 + 308.834,6$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.668.348,0 \text{ kJ /jam}$$

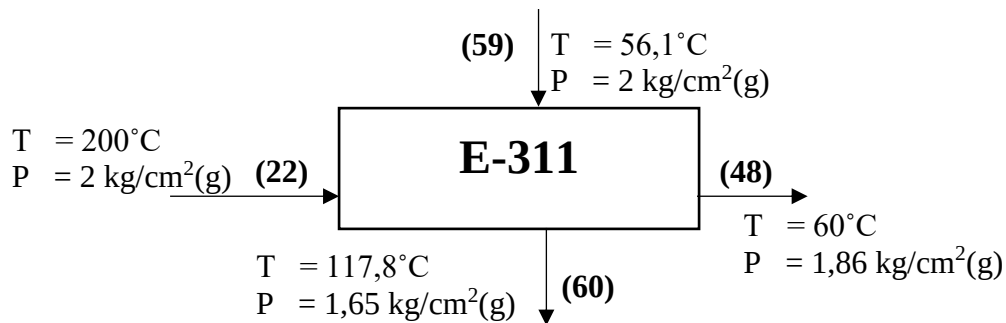
Maka dapat dihitung banyaknya Q yang dilepaskan dalam *Expander*, yaitu selisih antara entalpi *inlet* dan *outlet*.

Tabel B.20. Neraca Energi *Air Cooler* (E-226)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<39>	-743.950,1	H<40>	-1668.348,0
		Q	924.397,9
Total	-7,44×10⁵	Total	-7,44×10⁵

17. *Condensor* (E-311)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menaikkan suhu air dan menurunkan suhu *tail gas*



Gambar B.20. Blok Diagram *Condensor* (E-311)

Keterangan :

<22> = *Outlet gas Bag Filter I* (H-221)

<48> = *Outlet gas Condensor*

<59> = *Inlet air pendingin*

<60> = *Outlet air*

Pada *Condensor*, gas didinginkan dengan air agar terkondensasi sebageaian. Dengan bantuan Hysys, didapatkan jumlah gas $C_{10}H_{22}$ yang berubah fasa menjadi liquid adalah 17,95 kmol/jam. Sedangkan gas H_2O yang berubah menjadi *liquid* adalah 4.859,24 kmol/jam. Adapun perhitungan entalpinya dapat dilihat sebagai berikut :

Aliran <48>

Temperatur operasi = 60 °C

Tekanan operasi = 1,86 kg/cm² (g)

- Perhitungan Entalpi N_2

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{60} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (1.018,644)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.590.687,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{60} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (1.035,324)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.849,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 1.326,105)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -147.684.078,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{60} ((18,2964) + 0,47212 (T) + (-1,34 \times 10^{-3}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-6}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 4.859,240 (-285,840 \times 10^3 + 2.633,802)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.376.166.884,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{60} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 301,789 (-241,83 \times 10^3 + 1.181,831)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -72.623.724,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} ((335,15)+(-0,441)(T)+(1,23 \times 10^{-3})(T)^2+(0)(T)^3)dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 17,950 (-301,00 \times 10^3 + 11.137,564)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -5.203.030,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22} (g)$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} ((9,296)+(-0,97)(T)+(5,4 \times 10^{-4})(T)^2+(1,14 \times 10^{-4})(T)^{-7})dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = 26,693 (-249,66 \times 10^3 + 8.612,507)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22} (g)} = -6.434.219,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H_2

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{60} ((28,84)+(7,65 \times 10^{-5})(T)+(3,29 \times 10^{-6})(T)^2+(-8,7 \times 10^{-10})(T)^3)dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (1.009,731)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.156.983,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas <48>*

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 2.590.687,0 + 1.849,7 + (-147.684.078,4) + (-1.376.166.884,1) + (-72.623.724,1) + (-5.203.030,7) + (-6.434.219,6) + 1.156.983,1$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.604.362.417,2 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <59>

Temperatur operasi = 56,10 °C

Tekanan operasi = 2,00 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H_2O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{56,10} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 5.616,254 (-285,840 \times 10^3 + 2.338,951)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.592.213.831,8 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <60>

Temperatur operasi = 117,8 °C

Tekanan operasi = 1,65 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_V^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{60} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 5.616,254 (-241,83 \times 10^3 + 3.154,606)$$

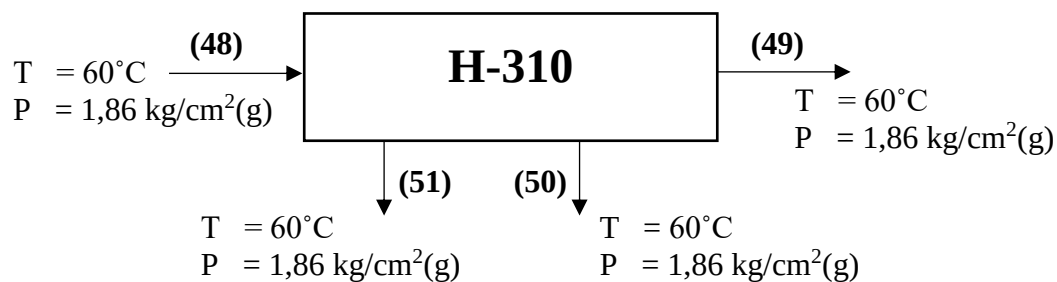
$$\Delta H_{H_2O(g)} = -1.340.439,117,3 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.21. Neraca Energi Condenser (E-311)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<22>	-1.352.587.702,7	H<48>	-1.604.362.417,2
H<59>	-1.592.213.831,8	H<60>	-1.340.439.117,3
Total	-2,94×10⁹	Total	-2,94×10⁹

18. Three Phase Separator I (H-310)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, *heavy liquid* yang berupa air, dan *light liquid* yang berupa *decant oil*



Gambar B.21. Blok Diagram Three Phase Separator I (H-310)

Keterangan :

<48> = Inlet gas dari Condensor

<50> = Water recovery

<49> = Outlet gas

<51> = Decant oil recovery

Pada *Three Phase Separator* I terjadi pemisahan antara gas, *light liquid* (minyak), dan *heavy liquid* (air). Tidak terjadi perubahan suhu dan tekanan pada alat.

Aliran <49>

Temperatur operasi = 60 °C

Tekanan operasi = 1,86 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{60} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (1.018,644)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.590.687,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{60} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (1.035,324)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.849,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 1.326,105)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -147.684.078,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{60} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 301,789(-241,83 \times 10^3 + 1.181,831)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -72.623.724,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22(g)}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} ((9,296) + (-0,97)(T) + (5,4 \times 10^{-4})(T)^2 + (1,14 \times 10^{-4})(T)^{-7}) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = 26,693 (-249,66 \times 10^3 + 8.612,507)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = -6.434.219,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H_2

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{60} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (1.009,731)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.156.983,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas* <49>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 2.590.687,0 + 1.849,7 + (-147.684.078,4) + (-72.623.724,1) + (-6.434.219,6) + 1.156.983,1$$

$$\Delta H_{mixture} = -222.992.502,3 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <51>

$$\text{Temperatur operasi} = 60 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,86 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{60+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 17,950 (-301,00 \times 10^3 + 11.137,564)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -5.203.030,7 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <50>

Temperatur operasi = 60 °C

Tekanan operasi = 1,86 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{60} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 4.859,240 (-285,840 \times 10^3 + 2.633,802)$$

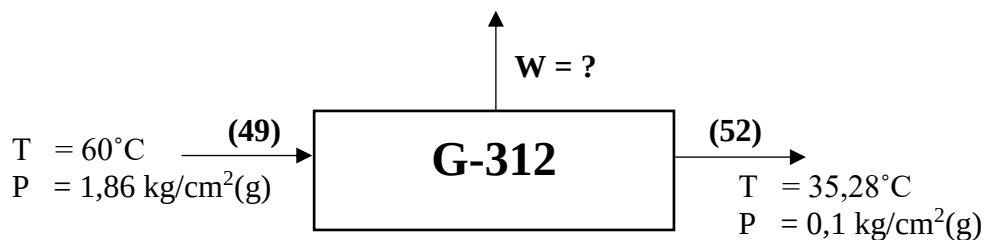
$$\Delta H_{H_2O} = -1.376.166.884,1 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.22. Neraca Energi *Three Phase Separator I* (H-310)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<48>	-1.604.362.417,2	H<49>	-222.992.502,3
		H<51>	-5.203.030,7
		H<50>	-1.376.166.884,1
Total	-1,60×10⁹	Total	-1,60×10⁹

19. Expander (G-312)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk gas, keluaran dari *Three Phase Separator I* (H-310) menuju *Three Phase Separator II* (H-320)



Gambar B.22. Blok Diagram *Expander* (G-312)

Keterangan :

<49> = Inlet gas

<52> = Outlet gas

W = Kerja Expander

Pada *Expander* aliran gas diekspansi sehingga terjadi penurunan suhu dan tekanan. Dengan bantuan Hysys, jumlah gas C₁₀H₂₂ yang berubah fasa menjadi *liquid* adalah 10,52 kmol/jam, sedangkan gas H₂O yang berubah menjadi liquid adalah 92,97 kmol/jam.

Aliran <52>

Temperatur operasi = 35,28 °C

Tekanan operasi = 0,1 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{35,28} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (298,854)$$

$$\Delta H_{N_2} = 760.067,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{35,28} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (302,679)$$

$$\Delta H_{O_2} = 540,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 383,990)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -148.038.853,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{35,28} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 94,830(-285,840 \times 10^3 + 770,988)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -27.033.094,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{35,28} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = 206,959(-241,83 \times 10^3 + 346,171)$$

$$\Delta H_{H_2O (g)} = -49.976.384,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 10,680(-301,00 \times 10^3 + 3.229,723)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -3.180.186,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi C₁₀H_{22 (g)}

$$\Delta H_{C_{10}H_{22 (g)}} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22 (g)}} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} ((9,296) + (-0,97)(T) + (5,4 \times 10^{-4})(T)^2 + (1,14 \times 10^{-4})(T)^{-7}) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22 (g)}} = 16,013 (-249,66 \times 10^3 + 2.445,117)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22 (g)}} = -3.958.600,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n \left(0 + \int_{25}^{35,28} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (296,530)$$

$$\Delta H_{H_2} = 339.773,6 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Expander* <52>

$$\Delta H_{\text{mixture}} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 760.067,5 + 540,8 + (-148.038.853,7) + (-27.033.094,5) + (-49.976.384,7) + (-3.180.186,6) + (-3.958.600,6) + 339.773,6$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = -231.086.738,1 \text{ kJ /jam}$$

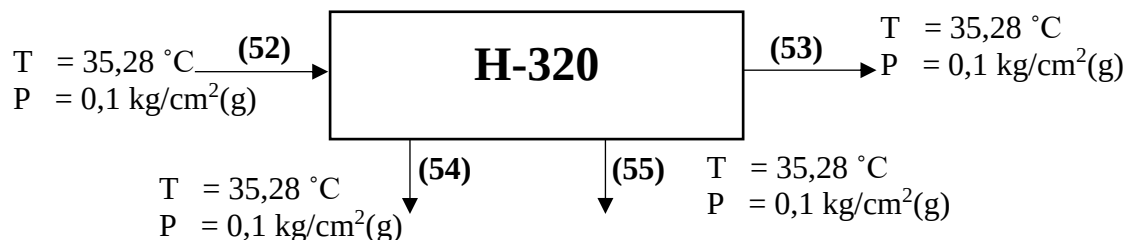
Maka dapat dihitung banyaknya energi yang dilepaskan dalam *Expander*, yaitu selisih antara entalpi *inlet* dan *outlet*.

Tabel B.23. Neraca Energi *Expander* (G-312)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<49>	-222.992.502,3	H<52>	-231.086.738,1
		W	8.094.235,8
Total	-2,23×10⁸	Total	-2,23×10⁸

20. Three Phase Separator II (H-320)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, *heavy liquid* yang berupa air, dan *light liquid* yang berupa *decant oil*.



Gambar B.23. Blok Diagram *Three Phase Separator II* (H-320)

Keterangan :

<52> = Inlet gas dari *Expander*

<54> = *Water recovery*

<53> = *Outlet gas*

<55> = *Decant oil recovery*

Pada *Three Phase Separator* II terjadi pemisahan antara gas, *light liquid* (minyak), dan *heavy liquid* (air). Tidak terjadi perubahan suhu pada alat.

Aliran <53>

Temperatur operasi = 35,28 °C

Tekanan operasi = 0,1 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{35,28} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,27 (298,854)$$

$$\Delta H_{N_2} = 760.067,5 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{35,28} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1,7866 (302,679)$$

$$\Delta H_{O_2} = 540,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n (-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2} (T) + (-5,60 \times 10^{-5}) (T)^2 + (1,72 \times 10^{-8}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 376,573 (-393,51 \times 10^3 + 383,990)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -148.038.853,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{35,28} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 206,959(-241,83 \times 10^3 + 346,171)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -49.976.384,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22(g)}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = n (-249,66 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} ((9,296) + (-0,97)(T) + (5,4 \times 10^{-4})(T)^2 + (1,14 \times 10^{-4})(T)^{-7}) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = 16,013 (-249,66 \times 10^3 + 2.445,117)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22(g)}} = -3.958.600,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H_2

$$\Delta H_{H_2} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = n (0 + \int_{25}^{35,28} ((28,84) + (7,65 \times 10^{-5})(T) + (3,29 \times 10^{-6})(T)^2 + (-8,7 \times 10^{-10})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2} = 1.145,8333 (296,530)$$

$$\Delta H_{H_2} = 339.773,6 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas* <53>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 760.067,5 + 540,8 + (-148.038.853,7) + (-49.976.384,7) + (-3.958.600,6) + 339.773,6$$

$$\Delta H_{mixture} = -231.086.738,1 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <55>

$$\text{Temperatur operasi} = 35,28 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 0,1 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{35,28+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 10,680(-301,00 \times 10^3 + 3.229,723)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -3.180.186,6 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <54>

Temperatur operasi = 35,28 °C

Tekanan operasi = 0,1 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{35,28} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

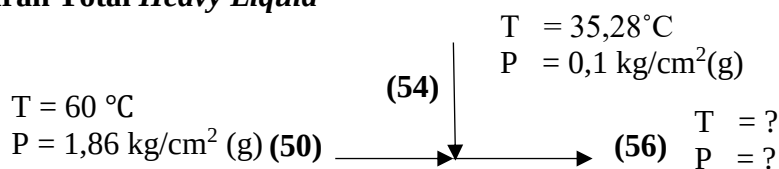
$$\Delta H_{H_2O} = 94,830(-285,840 \times 10^3 + 770,988)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -27.033.094,5 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.24. Neraca Energi *Three Phase Separator II* (H-320)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<52>	-231.086.738,1	H<53>	-200.873.457,1
		H<55>	-3.180.186,6
		H<54>	-27.033.094,5
Total	-2,31×10⁸	Total	-2,31×10⁸

21. Aliran Total *Heavy Liquid*



Gambar B.24. Blok Diagram Aliran *Heavy Liquid*

Keterangan :

<50> = Output *Three Phase Separator I*

<56> = Aliran total *heavy liquid*

<54> = Output *Three Phase Separator II*

Aliran ini berasal dari 2 aliran yang memiliki perbedaan temperatur sehingga suhu hasil pencampuran kedua aliran tersebut harus dihitung. Dengan bantuan ChE Tools didapatkan temperatur *outlet* sebesar 59,53 °C dan tekanan operasi sebesar 0,1 kg/cm² (g)

Aliran <56>

Temperatur operasi = 59,53°C

Tekanan operasi = 0,1 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{59,53} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 4.954,07(-285,840 \times 10^3 + 2.598,145)$$

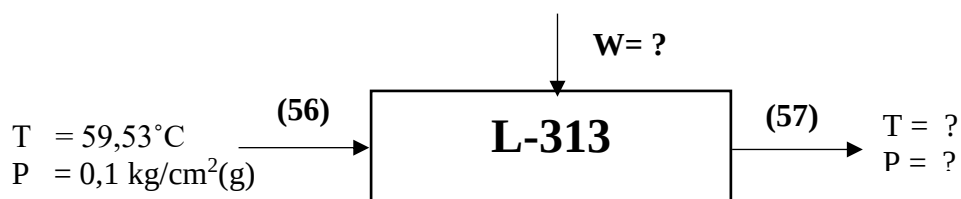
$$\Delta H_{H_2O} = -1.403.199.978,6 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.25. Neraca Energi Total *Heavy Liquid*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<50>	-1.376.166.884,1	H<56>	-1.403.199.978,6
H<54>	-27.033.094,5		
Total	-1,40×10⁹	Total	-1,40×10⁹

21. Pompa *Heavy Liquid* (L-313)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mempompa air yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) sebagai pendingin pada *Condensor* (E-311) bersama dengan air dari *water process*.



Gambar B.25. Blok Diagram Pompa *Light Liquid* (L-313)

Keterangan : <56> = Inlet pompa

W = Kerja pompa

<57> = Outlet pompa

Air yang sudah dipisahkan dipompa kembali ke sistem untuk digunakan. Pompa akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja pompa adalah selisih entalpi kedua aliran.

Aliran <57>

Temperatur operasi = 59,57°C

Tekanan operasi = 2,00 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{59,57} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

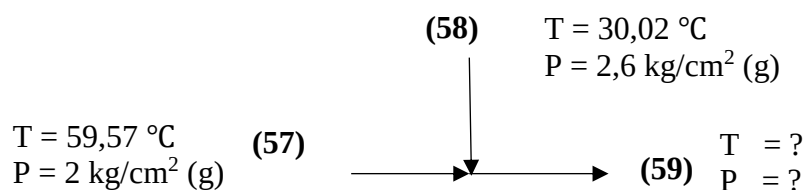
$$\Delta H_{H_2O} = 4.954,07(-285,840 \times 10^3 + 2.601,302)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.403.184.334,7 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.26. Neraca Energi Pompa *Heavy Liquid* (L-313)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<56>	-1.403.199.978,6	H<57>	-1,403,184,334,7
W	15.643,8		
Total	-1,40×10⁹	Total	-1,40×10⁹

23. Aliran Makeup Water



Gambar B.26. Blok Diagram Aliran *Makeup Water*

Keterangan :

<57> = Aliran total *heavy liquid*

<58> = Aliran *makeup water*

<59> = *Inlet air Condensor* (E-311)

Air yang diambil dari *separator* akan digunakan untuk *Preheater* zona *recovery*. Namun air yang dibutuhkan harus ditambah dengan *makeup water*.

Aliran <58>

Temperatur operasi = 30,02°C

Tekanan operasi = 2,50 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{30,02} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

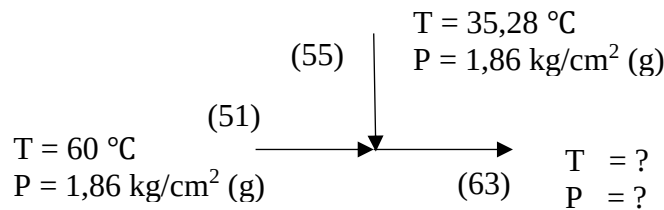
$$\Delta H_{H_2O} = 662,18(-285,840 \times 10^3 + 376,19)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -189.029.497,1 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.27. Neraca Energi Total Air ke *Condensor* (E-311)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<57>	-1.403.184.334.7	H<59>	-1.592.213.831.8
H<58>	-189.029.497.1		
Total	-1.59×10⁹	Total	-1.59×10⁹

24. Aliran Total *Light Liquid*



Gambar B.27. Blok Diagram Aliran *Light Liquid*

Keterangan :

<51> = *Output Three Phase Separator I*

<55> = *Output Three Phase Separator II*

<63> = *Aliran total light liquid*

Aliran ini berasal dari 2 aliran yang memiliki perbedaan temperatur maka suhu hasil pencampuran kedua aliran tersebut harus dihitung. Dengan bantuan ChE Tools didapatkan suhu aliran <63> sebesar 50,86 °C dengan tekanan operasi 0,1 kg/cm² (g).

Aliran <63>

Temperatur operasi = 50,86 °C

Tekanan operasi = 0,1 kg/cm² (g)

- Perhitungan Entalpi $C_{10}H_{22}$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{50,86+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 28,63 (-301,00 \times 10^3 + 8.187,66)$$

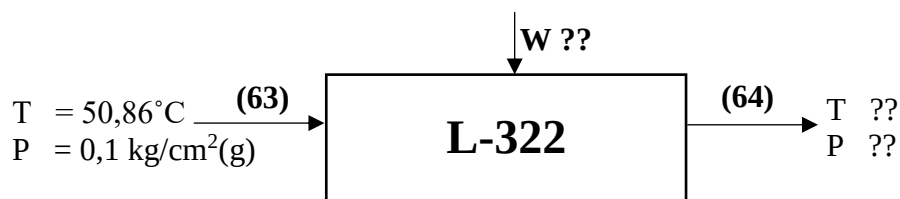
$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -8.383.217,3 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.28. Neraca Energi Total *Light Liquid*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<51>	-5.203.030,7	H<63>	-8.383.217,3
H<55>	-3.180.186,6		
Total	-8,38×10⁶	Total	-8,38×10⁶

25. Pompa *Light Liquid* (L-322)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Mempompa *decant oil* keluaran dari *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) menuju *Decant Oil Storage* (F-111)



Gambar B.28. Blok Diagram Pompa *Light Liquid* (L-322)

Keterangan :

<63> = Inlet pompa

W = Kerja pompa

<64> = Outlet pompa

Decant oil yang sudah dipisahkan dipompa kembali ke tangki penyimpanan untuk digunakan. Pompa akan menaikkan tekanan dan temperature. Kerja pompa adalah selisih entalpi kedua aliran.

Aliran <64>

Temperatur operasi = 51,04 °C

Tekanan operasi = 2,00 kg/cm² (g)

Pada aliran <64>, temperatur dihitung dengan menggunakan *trial goal seek* dimana temperatur yang didapatkan adalah 51,04 °C

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{51,04+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 28,63 (-301,00 \times 10^3 + 8.246,707)$$

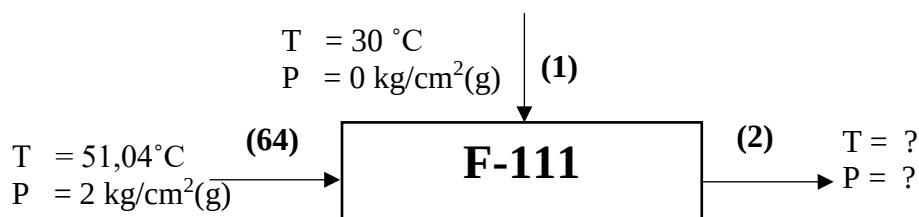
$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -8.381.526,8 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.29. Neraca Energi Pompa *Light Liquid* (L-322)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<63>	-8.383.217,3	H<64>	-8.381.526,8
W	1.690,5		
Total	-8,38×10⁶	Total	-8,38×10⁶

26. Decant Oil Storage (F-111)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Tempat penyimpanan *fresh feed decant oil* dan *decant oil* hasil *recovery* sebelum masuk ke *Reactor Oil Furnance*



Gambar B.29. Blok Diagram *Decant Oil Storage* (F-111)

Keterangan :

<1> = *Fresh feed decant oil*

<2> = *Output Decant Oil Storage*

<64> = *Decant oil hasil recovery*

Decant oil di *Decant Oil Storage* berasal dari aliran *feed* dan aliran *recycle*. Karena kedua aliran memiliki suhu yang berbeda maka suhu campuran dalam tangki harus dihitung.

Aliran <1>

Temperature operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{30+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 120,180 (-301,00 \times 10^3 + 1.566,885)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -35.985.729,2 \text{ kJ/jam}$$

Aliran <2>

Temperatur operasi = 34,08 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

Temperatur pada aliran <2> di dapatkan dengan bantuan *trial goal seek* dimana temperatur adalah 34,08°C. Sedangkan tekanan didapatkan dengan bantuan *hysys*.

• Perhitungan Entalpi C₁₀H₂₂

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = n (-301 \times 10^3 + \int_{25+273}^{34,08+273} ((335,15) + (-0,441)(T) + (1,23 \times 10^{-3})(T)^2 + (0)(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = 148,810 (-301,00 \times 10^3 + 2.852,040)$$

$$\Delta H_{C_{10}H_{22}} = -44.367.255,9 \text{ kJ/jam}$$

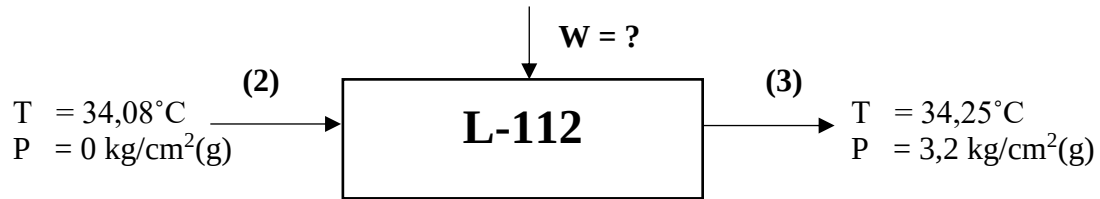
Perhitungan Neraca Energi pada *Decant Oil Storage* dapat dilihat pada **Tabel B.30.** berikut ini

Tabel B.30. Neraca Energi *Decant Oil Storage* (F-111)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<64>	-8.381.526,8	H<2>	-44.367.255,9
H<1>	-35.985.729,2		
Total	-4,44×10⁷	Total	-4,44×10⁷

27. Pompa *Decant Oil* (L-112)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Memompa *decant oil* dari *Decant Oil Storage* (F-111) menuju *Reactor Furnace* (R-110)



Gambar B.30. Blok Diagram Pompa *Decant Oil* (L-112)

Keterangan :

<2> = Inlet pompa

W = Kerja pompa

<3> = Outlet pompa

Decant oil dipompa untuk dimasukkan ke dalam sistem. Pompa akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja pompa adalah selisih entalpi kedua aliran. Entalpi *outlet* pompa sudah dihitung pada bagian *Preheater Decant Oil*.

Aliran <3>

Temperatur operasi = 34,25 °C

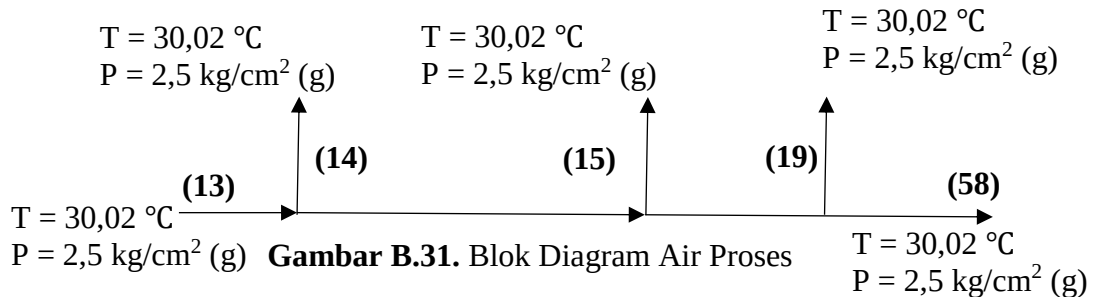
Tekanan operasi = 3,2 kg/cm² (g)

Temperatur pada aliran <3> di dapatkan dengan bantuan *trial goal seek* dimana didapatkan temperatur sebesar 34,25 °C. Tekanan operasi didapatkan dengan bantuan *hysys* sebesar 3,2 kg/cm² (g).

Tabel B.31. Neraca Energi Pompa *Decant Oil* (L-112)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<2>	-44.367.255,9	H<3>	-44.359.424,8
W	7.831,10		
Total	-4,44×10⁷	Total	-4,44×10⁷

28. Total Air Proses



Keterangan:

- | | |
|------------------------------------|--------------------------------------|
| <13> = Water process total | <19> = Water process ke Quench Tower |
| <14> = Water process ke Pelletizer | <58> = Water process ke Condensor |
| <15> = Water process ke Reactor | |

Pada proses pembuatan *carbon black*, air diperlukan untuk Zona *Quenching* Reaktor, *Quench Tower*, *Heat Exchanger*, dan *Pelletizer*.

Aliran <13>

Temperatur operasi = 30,02 °C

Tekanan operasi = 2,50 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{30,02} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

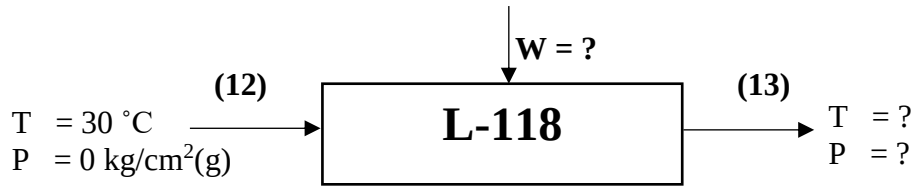
$$\Delta H_{H_2O} = 5.639,357 (-285,840 \times 10^3 + 376,19)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.609.832.266,8 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.32. Neraca Energi Air Proses

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<13>	-1.609.832.266,8	H<15>	-469.992.377,1
		H<19>	-818.651.204,9
		H<58>	-189.029.497,1
		H<14>	-132.159.187,6
Total	-1,618×10⁹	Total	-1,61×10⁹

29. Pompa Water Process (L-118)



Gambar B.32. Blok Diagram Pompa Water Process (L-118)

Keterangan : <12> = Inlet pompa W = Kerja pompa
<13> = Outlet pompa

Untuk mengalirkan air ke system digunakan pompa. Pompa akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja pompa adalah selisih entalpi kedua aliran.

Aliran <13>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

Temperatur pada aliran <13> di dapatkan dengan cara *trial goal seek* dimana temperatur adalah 30 °C sedangkan tekanan operasi di dapat dengan bantuan hysys sebesar 0 kg/cm² (g).

• Perhitungan Entalpi H₂O

$$\Delta H_{H_2O} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = n (-285,840 \times 10^3 + \int_{25}^{30} ((18,2964) + 0,47212(T) + (-1,34 \times 10^{-3})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-6})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O} = 5.639,357 (-285,840 \times 10^3 + 374,694)$$

$$\Delta H_{H_2O} = -1.609.840.725,5 \text{ kJ/jam}$$

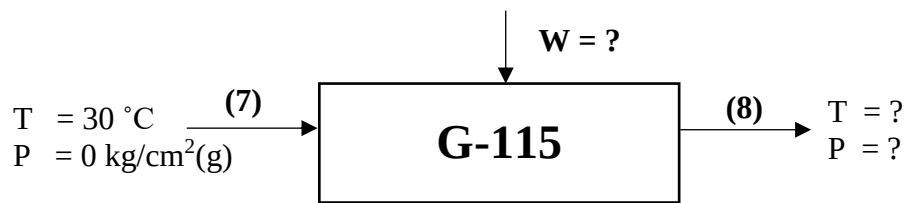
Tabel B.33. Neraca Energi Pompa Water Process (L-118)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<12>	-1.609.832.266,8	H<13>	-1.609.840.725,5
W	8.458,7		
Total	-1,61×10⁹	Total	-1,61×10⁹

30. Compressor Udara (G-115)

- Sistem operasi : Kontinu

- Fungsi : Menaikkan tekanan udara kering menuju *Preheater* Udara (E-116)



Gambar B.33. Blok Diagram *Compressor* Udara (G-115)

Keterangan :

<07> = *Inlet Compressor*

W = Kerja *Compressor*

<08> = *Outlet Compressor*

Untuk mengalirkan udara ke *Reactor* digunakan *Compressor*. *Compressor* akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja *Compressor* adalah selisih entalpi kedua aliran. Entalpi aliran *outlet* keluar *Compressor* sudah dihitung di bagian *Preheater* Udara.

Aliran <7>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 2.543,109 (145,324)$$

$$\Delta H_{N_2} = 369.574,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 676,016 (147,069)$$

$$\Delta H_{O_2} = 99.421,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Inlet* Udara <7>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 369.574,1 + 99.421,3$$

$$\Delta H_{\text{mixture}} = 468.995,4 \text{ kJ /jam}$$

• Kerja Compressor

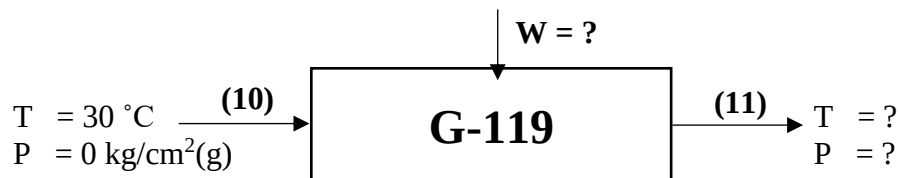
$$\begin{aligned} W &= H_{<8>} - H_{<7>} \\ &= 16.889.231,7 - 468.995,4 \\ &= 16.420.236,3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel B.34. Neraca Energi Compressor Udara (G-115)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<7>	468.995,4	H<8>	16.889.231,7
W	16.420.236,3		
Total	1,69×10⁷	Total	1,69×10⁷

31. Blower Udara I (G-119)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menaikkan tekanan udara kering menuju Cyclone (H-213)



Gambar B.34. Blok Diagram Blower Udara I (G-119)

Keterangan :

<10> = Inlet Blower

W = Kerja Blower

<11> = Outlet Blower

Untuk mengalirkan udara ke *pneumatic system* digunakan *Blower*. *Blower* akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja *Blower* adalah selisih entalpi kedua aliran. Entalpi aliran *outlet* keluar *Blower* sudah dihitung di bagian *Pneumatic Conveyor*.

Aliran <10>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n \left(0 + \int_{25}^{30} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = 684,052 (145,324)$$

$$\Delta H_{N_2} = 99.409,00 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n \left(\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = n \left(0 + \int_{25}^{30} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = 181,837 (147,069)$$

$$\Delta H_{O_2} = 26.742,68 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Inlet* Udara <10>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 99.409,00 + 26.742,68$$

$$\Delta H_{mixture} = 126.151,6 \text{ kJ /jam}$$

• Kerja *Blower*

$$W = H_{<11>} - H_{<10>}$$

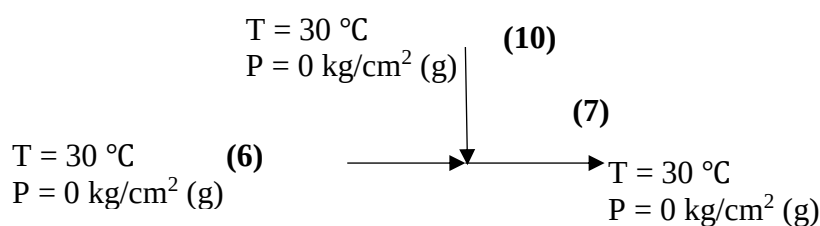
$$= 16.889.231,7 - 468.995,4$$

$$= 16.420.236,3 \text{ kJ/jam}$$

Tabel B.35. Neraca Energi *Blower* Udara I (G-119)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<10>	126.151,6	H<11>	2.526.306,8
W	2.400.155.249		
Total	2,53×10⁶	Total	2,53×10⁶

32. Aliran Total Udara Kering



Gambar B.35. Blok Diagram Udara Kering

Keterangan :

<6> = Aliran total udara kering

<10> = Udara untuk *Pneumatic*

<7> = Aliran udara menuju *Reactor*

Udara kering akan dialirkan ke reaktor dan *Pneumatic Conveyor*.

Aliran <6>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 3.227,161 (145,324)$$

$$\Delta H_{N_2} = 468.983,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 857,853 (147,069)$$

$$\Delta H_{O_2} = 126.163,9 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran Total Udara <6>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 468.983,1 + 126.163,9$$

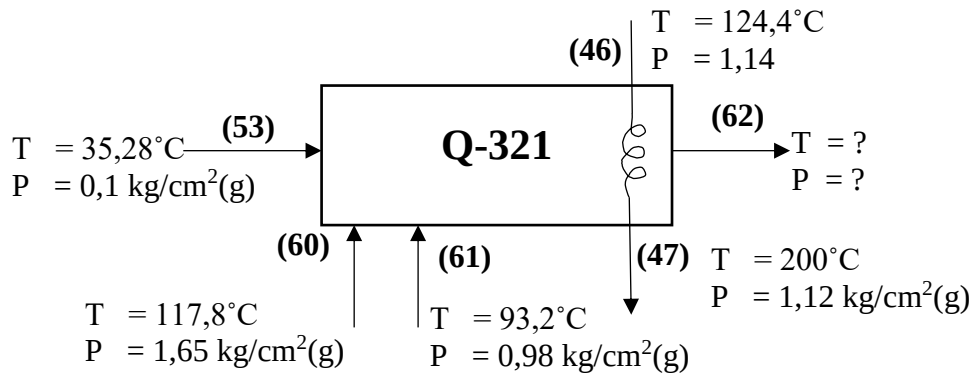
$$\Delta H_{mixture} = 595.147,0 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.36. Neraca Energi Aliran Total Udara

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<6>	595.147,0	H<7>	468.995,4
		H<10>	126.151,6
Total	5,95×10⁵	Total	5.95×10⁵

33. Flare (Q-321)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Membakar *tail gas* yang keluar sebagai hasil samping *Reaktor Furnace* (R-110), *Bag Filter* II (H-214), dan *Bag Filter* III (H-221)



Gambar B.36. Blok Diagram Flare (Q-321)

Keterangan :

- | | |
|--|-----------------------------|
| <60> = Vapour dari Condensor | <46> = Inlet udara ambient |
| <53> = Gas dari 3-Phase Separator II | <47> = Outlet udara ambient |
| <61> = Tail gas dari Bag Filter II dan III | <62> = Outlet Flare (Q-321) |

Pada *Flare* terjadi reaksi pembakaran gas *hydrocarbon* dan hidrogen. Panas hasil pembakaran dimanfaatkan untuk memanaskan udara yang akan digunakan sebagai pengering pada *Rotary Dryer*. Entalpi inlet sudah dihitung pada bagian sebelumnya.

Aliran <46>

Temperatur operasi = $124,4^{\circ}\text{C}$

Tekanan operasi = $1,14 \text{ kg/cm}^2 (\text{g})$

• Perhitungan Entalpi N_2

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{Tref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n (0 + \int_{25}^{124,4} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 4.463,673 (2.902,399)$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = 12.955.360,7 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O_2

$$\Delta H_{\text{O}_2} = n (\Delta \hat{H}_{\text{fi}}^0 + \int_{T_{\text{Tref}}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n \left(0 + \int_{25}^{124,4} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.186,546 (2.974,735)$$

$$\Delta H_{O_2} = 3.529.659,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi $H_2O_{(g)}$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{124,4} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3} (T) + (7,60 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9}) (T)^3) dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 135,794 (-241,83 \times 10^3 + 3.381,634)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -32.379.218,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Inlet Gas* <46>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 12.955.360,7 + 3.529.659,4 + (-32.379.218,8)$$

$$\Delta H_{mixture} = -15.894.198,7 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <62>

$$\text{Temperatur operasi} = 730,46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 0,1 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Temperatur pada aliran <62> di dapatkan dengan bantuan *trial goal seek* sebesar 730,46 °C. Sedangkan tekanan didapatkan dengan bantuan hysys sebesar 0,1 kg/cm² (g).

• Perhitungan Entalpi N_2

$$\Delta H_{N_2} = n \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = n \left(0 + \int_{25}^{730,46} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = 7.690,995 (21.714,194)$$

$$\Delta H_{N_2} = 165.942.741,1 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O_2

$$\Delta H_{O_2} = n \left(\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = n \left(0 + \int_{25}^{730,46} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{O_2} = 549,053 \text{ (23.058,517)}$$

$$\Delta H_{O_2} = 12.579.295,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi CO₂

$$\Delta H_{CO_2} = n \left(\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{CO_2} = n \left(-393,51 \times 10^3 + \int_{25+273}^{730,46+273} (19,77) + 7,34 \times 10^{-2}(T) + (-5,60 \times 10^{-5})(T)^2 + (1,72 \times 10^{-8})(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{CO_2} = 536,702(-393,51 \times 10^3 + 33.795,496)$$

$$\Delta H_{CO_2} = -193.180.374,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n \left(-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{730,46} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT \right)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 7.737,00 (-241,83 \times 10^3 + 26.335,479)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -1.668.599.846,0 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas* <62>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 165.942.741,1 + 12.579.295,0 + (-193.180.374,8) + (-1.668.599.846,0)$$

$$\Delta H_{mixture} = -1.683.258.184,6 \text{ kJ /jam}$$

Aliran <47>

$$\text{Temperatur operasi} = 200 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Tekanan operasi} = 1,12 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n \left(\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = n \left(0 + \int_{25}^{200} (29) + 2,20 \times 10^{-3}(T) + (5,72 \times 10^{-6})(T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9})(T)^3 dT \right)$$

$$\Delta H_{N_2} = 4.463,673 \text{ (5.132,376)}$$

$$\Delta H_{N_2} = 22.909.249,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_f^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{200} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2}(T) + (-6,08 \times 10^{-6})(T)^2 + (1,31 \times 10^{-9})(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.186,546 \text{ (5.304,835)}$$

$$\Delta H_{O_2} = 6.294.430,3 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi H₂O_(g)

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_v^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3 + \int_{25}^{200} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 135,794(-241,83 \times 10^3 + 6.009,751)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -32.022.337,4 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet* Udara Pengereng <47>

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 22.909.249,8 + 6.294.430,3 + (-32.022.337,4)$$

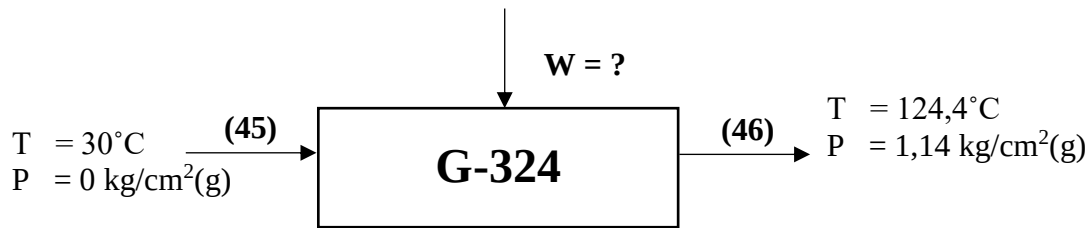
$$\Delta H_{mixture} = -2.822.265,3 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.37. Neraca Energi *Flare* (Q-321)

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<60>	-1.340.439.117,3	H<62>	-1.683.123.463,8
H<53>	-200.873.457,1	H<47>	-2.818.657,4
H<61>	-128.735.348,1		
H<46>	-15.894.198,7		
Total	-1,69×10⁹	Total	-1,69×10⁹

34. Blower Udara II (G-324)

- Sistem operasi : Kontinu
- Fungsi : Menaikkan tekanan udara kering menuju *Flare* (Q-321)



Gambar B.37. Blok Diagram *Blower* Udara II (G-324)

Keterangan :

<45> = *Inlet Blower*

W = Kerja *Blower*

<46> = *Outlet Blower*

Untuk mengalirkan udara pengering ke sistem digunakan *Blower*. *Blower* akan menaikkan tekanan dan temperatur. Kerja *Blower* adalah selisih entalpi kedua aliran. Entalpi aliran *outlet* keluar *Blower* sudah dihitung di bagian *Preheater Udara*.

Aliran <45>

Temperatur operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 0 kg/cm² (g)

• Perhitungan Entalpi N₂

$$\Delta H_{N_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29) + 2,20 \times 10^{-3} (T) + (5,72 \times 10^{-6}) (T)^2 + (-2,87 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{N_2} = 4.463,673 (145,328)$$

$$\Delta H_{N_2} = 648.677,8 \text{ kJ/jam}$$

• Perhitungan Entalpi O₂

$$\Delta H_{O_2} = n (\Delta \hat{H}_{fi}^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b (T) + c (T)^2 + d (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = n (0 + \int_{25}^{30} (29,1) + 1,16 \times 10^{-2} (T) + (-6,08 \times 10^{-6}) (T)^2 + (1,31 \times 10^{-9}) (T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{O_2} = 1.186,546 (147,069)$$

$$\Delta H_{O_2} = 174.504,6 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi $H_2O_{(g)}$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (\Delta \hat{H}_V^0 + \int_{T_{ref}}^T a + b(T) + c(T)^2 + d(T)^3 dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = n (-241,83 \times 10^3$$

$$+ \int_{25}^{300} ((33,46) + 6,88 \times 10^{-3}(T) + (7,60 \times 10^{-6})(T)^2 + (-3,6 \times 10^{-9})(T)^3) dT)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = 135,794(-241,83 \times 10^3 + 168,274)$$

$$\Delta H_{H_2O(g)} = -32.815.572,5 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan Entalpi Aliran *Outlet Gas <45>*

$$\Delta H_{mixture} = \sum_{i=1}^s \Delta \hat{H}_i$$

$$\Delta H_{mixture} = 648.677,8 + 174.504,6 + (-32.815.572,5)$$

$$\Delta H_{mixture} = -32.033.340,7 \text{ kJ /jam}$$

Tabel B.38. Neraca Energi *Blower Udara II (G-324)*

Aliran Masuk (kJ/jam)		Aliran Keluar (kJ/jam)	
H<45>	-32.033.340,7	H<46>	-15.894.198,7
W	16.098.191,6		
Total	-1,59×10⁷	Total	-1,59×10⁷

APPENDIKS C

PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

1. Reaktor *Furnace* (R-110)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi pirolisis *decant oil* menjadi *carbon black*

Tipe : *Restrictor ring*

Bentuk : Tangki silinder horizontal

Cara Kerja :

- 1) *Feed* masuk zona 1 (Zona Pembakaran) berupa gas alam
- 2) Udara pembakar mengandung oksigen dan nitrogen
- 3) *Feed* masuk zona 2 (Zona Pirolisis) adalah *decant oil*
- 4) Gas panas hasil dari reaksi pembakaran pada zona 1 masuk ke zona 2 untuk suplai panas
- 5) Zona pirolisis terjadi pada zona 2
- 6) Produk berupa gas panas yang mengandung partikulat *carbon black* masuk ke (Zona *Quenching*).
- 7) Setelah mengalami pendinginan, gas panas keluar melalui bagian samping reaktor

Kondisi Operasi :

Rate Volumetrik Reaktor

Rate massa udara	=	92.839,57 kg/jam	
Densitas	=	1,35 kg/m ³	
Rate volume udara	=	68.872,08 m ³ /jam	
Rate massa gas alam	=	6.641,12 kg/jam	
Densitas	=	2,26 kg/m ³	
Rate volume gas alam	=	2.934,65 m ³ /jam	
Rate massa <i>decant oil</i>	=	21.130,95 kg/jam	
Densitas	=	723,60 kg/m ³	
Rate volume <i>decant oil</i>	=	29,20 m ³ /jam	
Rate massa air	=	29.635,50 kg/jam	
Densitas	=	1.004,00 kg/m ³	
Rate volume air	=	29,52 m ³ /jam	
Rate volume total	=	71.865,46 m ³ /jam	= 19,96 m ³ /s

Desain Reaktor :

Space time = 1,0 s (*EC commision on polution control, 2007*)

reaksi pembentukan *carbon black*

Reaktor diasumsikan beroperasi setara isothermal, untuk menghitung volume dari reaktor maka diasumsikan reaktor *plug flow*.

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \text{Waktu tinggal} \times \text{Rate volumetrik} \\ &= 19,96 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Standarisasi kapasitas reaktor ukuran komersial yang berdasarkan pada panjang (L) dan diameter (D)

$$\text{Panjang} = 12 \text{ m} = 38,40 \text{ ft} = 460,80 \text{ in}$$

$$\text{Diameter} = 1,5 \text{ m} = 4,92 \text{ ft} = 59,05 \text{ in} \quad (\text{Journal Dutch Notes on BAT})$$

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L \\ &= 21,20 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{Volume}}{\text{Rate volume}} = \frac{21,20 \text{ m}^3}{19,96 \text{ m}^3/\text{s}} = 1,06 \text{ s}$$

- Kondisi yang digunakan

$$\text{P.operasi} = 50,25 \text{ psia} = 2,50 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

$$\text{P.desain} = 1,1 \times \text{P.operasi} = 60 \text{ psia}$$

Bahan yang digunakan adalah *Hastelloy C-22* yang dilapisi dengan lapisan keramik di dalamnya (basis aluminium) agar tahan panas (EC Commision on Polution Control, 2007)

$$\text{F. allowed (stress)} = 98.000 \text{ psia}$$

$$\text{Faktor korosi} = 0,13 \text{ in}$$

$$\text{Faktor pengelasan} = 0,85 \text{ (double welded joint with thermally stress relieved)}$$

- Menghitung tebal silinder

Tebal Silinder

$$\text{Tebal silinder} = (p_i D_i) / (2(fE - 0.6 p_i)) + C$$

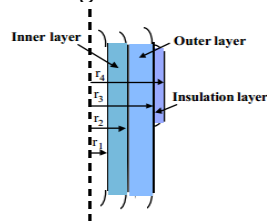
$$= 0,15 \text{ in}$$

$$= 0,19 \text{ in (standarisasi)}$$

$$\text{Diameter luar} = 59,43 \text{ in} = 60,00 \text{ in (standarisasi)}$$

Penentuan Tebal Isolasi Reaktor :

- Bagian dalam *reaktor* diberi penahan panas yaitu *refractory*
- Bagian luar *reaktor* juga dilapisi dengan isolasi

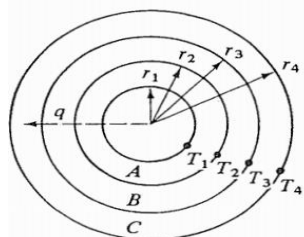


(T.J. Park, 2000)

Gambar C.1. Lapisan Isolasi Dinding Reaktor

Gambar di atas merupakan isolasi dinding *Reaktor*. Bahan *refractory* yang biasa digunakan untuk *reaktor* tipe *Entrained Flow* terdiri dari alumina densitas tinggi dan alumina densitas rendah, sedangkan bahan isolasi bagian luar *Reaktor* adalah diatomit.

Untuk menghitung tebal dari masing-masing isolasi, digunakan persamaan konduksi melalui bahan padat yang disusun secara seri membentuk *multilayer cylinders*.



Gambar C.2. Desain Lapisan Isolasi *Multilayer Cylinders*

dimana, *heat transfer*, q akan memiliki nilai yang sama untuk masing-masing layer.

Berikut adalah persamaan yang digunakan :

$$q = \frac{T_1 - T_2}{\frac{(r_2 - r_1)}{(k_A A_{ALM})}} = \frac{T_2 - T_3}{\frac{(r_3 - r_2)}{(k_B A_{ALM})}} = \frac{T_3 - T_4}{\frac{(r_4 - r_3)}{(k_C A_{ALM})}}$$

dimana :

$$A_{ALM} = \frac{A_2 - A_1}{\ln \frac{A_2}{A_1}}$$

$$A_{BLM} = \frac{A_3 - A_2}{\ln \frac{A_3}{A_2}}$$

$$A_{CLM} = \frac{A_4 - A_3}{\ln \frac{A_4}{A_3}}$$

(Geankoplis 4th Ed., 2003)

$$T_1 = 1.550 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Asumsi : } T_5 = 30 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Lapisan A : High Density Alumina} \quad k_A = 5 \text{ W/m.K} \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$\text{Lapisan B : Low Density Alumina} \quad k_B = 3 \text{ W/m.K} \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$\text{Lapisan C : Hastelloy S} \quad k_C = 28 \text{ W/m.K} \quad (Hayness International, inc)$$

$$\text{Lapisan D : Diatomit} \quad k_D = 0 \text{ W/m.K} \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

Panjang isolasi adalah bagian silinder dan tutup atas vessel :

$$L = L_{\text{silinder}}$$

$$= 460,80 \text{ in} = 11,70 \text{ m}$$

Tebal isolasi :

$$t_2 = 100 \text{ mm (H.D. Alumina)} \quad r_1 = \text{jari-jari dalam silinder} = 0,75 \text{ m}$$

$$t_3 = 250 \text{ mm (L.D. Alumina)} \quad r_2 = r_1 + t_2 = 0,85 \text{ m}$$

$$t_4 = 0,00 \text{ mm (Hastelloy)} \quad r_3 = r_2 + t_3 = 1,10 \text{ m}$$

$$t_5 = 20 \text{ mm (Diatomit)} \quad r_4 = r_3 + t_4 = 1,10 \text{ m}$$

$$r_5 = r_4 + t_5 = 1,12 \text{ m}$$

Luas area perpindahan panas :

$$A_1 = 2\pi \times L \times r_1 = 55,13 \text{ m}^2 \quad A_{Alm} = 58,73 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2\pi \times L \times r_2 = 62,48 \text{ m}^2 \quad A_{Blm} = 71,29 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2\pi \times L \times r_3 = 80,90 \text{ m}^2 \quad A_{Clm} = 80,88 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2\pi \times L \times r_4 = 80,85 \text{ m}^2 \quad A_{Dlm} = 81,59 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 2\pi \times L \times r_5 = 82,32 \text{ m}^2$$

Heat transfer rate :

$$q = 355.447,27 \text{ W}$$

Temperatur tiap lapisan :

$$T_1 = 1.550,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 1.420,42 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 1.020,16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_4 = 1.020,16 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_5 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Tebal total isolasi} = t_2 + t_3 + t_4 + t_5 = 370,00 \text{ mm} = 14,57 \text{ in}$$

Perhitungan Insulasi Zona Pembakaran

Kondisi yang digunakan

$$\begin{aligned}\text{Panjang reaktor} &= 4 \text{ m} \\ \text{Diameter luar reaktor} &= 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m} \\ \text{Tebal reaktor} &= 0,19 \text{ in} = 0,005 \text{ m}\end{aligned}$$

Berikut data konduktivitas panas material :

$$\begin{aligned}\text{Reaktor : } & \text{Hastelloy C-22} & k_R &= 21,30 \text{ W/m.K} \\ \text{Lapisan A : } & \text{High density alumina} & k_A &= 4,67 \text{ W/m.K} \\ \text{Lapisan B : } & \text{Low density alimuna} & k_B &= 3,11 \text{ W/m.K} \\ \text{Lapisan C : } & \text{Hastelloy S} & k_C &= 28,00 \text{ W/m.K} \\ \text{Lapisan D : } & \text{Diatomit} & k_D &= 0,09 \text{ W/m.K}\end{aligned}$$

Tebal isolasi :

$$\begin{aligned}t_A &= 200 \text{ mm} \\ t_B &= 250 \text{ mm} \\ t_C &= 1 \text{ mm} \\ t_D &= 20 \text{ mm}\end{aligned}$$

Jari-jari tiap lapisan :

$$\begin{aligned}r_1 &= \text{ID reaktor} = 0,76 \text{ m} \\ r_2 &= \text{OD reaktor} = 0,76 \text{ m} \\ r_3 &= r_1 + t_A = 0,96 \text{ m} \\ r_4 &= r_2 + t_B = 1,21 \text{ m} \\ r_5 &= r_3 + t_C = 1,21 \text{ m} \\ r_6 &= r_4 + t_D = 1,23 \text{ m}\end{aligned}$$

Luas area perpindahan panas :

$$\begin{aligned}A_1 &= 2\pi \times L \times r_1 = 19,02 \text{ m}^2 \\ A_2 &= 2\pi \times L \times r_2 = 19,14 \text{ m}^2 \\ A_3 &= 2\pi \times L \times r_3 = 24,17 \text{ m}^2 \\ A_4 &= 2\pi \times L \times r_4 = 30,45 \text{ m}^2 \\ A_5 &= 2\pi \times L \times r_5 = 30,47 \text{ m}^2 \\ A_6 &= 2\pi \times L \times r_6 = 30,97 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Luas area (log mean) perpindahan panas :

$$\begin{aligned}A_{1lm} &= 19,08 \text{ m}^2 \\ A_{2lm} &= 21,56 \text{ m}^2 \\ A_{3lm} &= 27,18 \text{ m}^2 \\ A_{4lm} &= 30,46 \text{ m}^2 \\ A_{5lm} &= 30,72 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Resistensi :

$$\begin{aligned}R_R &= 0,00001 \text{ K/W} \\ R_A &= 0,00199 \text{ K/W} \\ R_B &= 0,00295 \text{ K/W}\end{aligned}$$

$$R_C = 0,000001 \text{ K/W}$$

$$R_D = 0,00740 \text{ K/W}$$

Heat transfer rate :

$$q = (T_1 - T_6) / \sum R = 186.023,98 \text{ W}$$

Temperatur tiap lapisan :

$$T_1 = 2.327,50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 2.325,29 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 1.955,78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_4 = 1.406,41 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_5 = 1406,19 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_6 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tebal isolasi total :

$$t = 471 \text{ mm}$$

Perhitungan Insulasi Zona Quenching

Kondisi yang digunakan

$$\text{Panjang reaktor} = 4 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar reaktor} = 60 \text{ in} = 1,524 \text{ m}$$

$$\text{Tebal reaktor} = 0,19 \text{ in} = 0,005 \text{ m}$$

Berikut data konduktivitas panas material :

$$\text{Reaktor : Hastelloy C-22} \quad k_R = 21,30 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Lapisan A : High density alumina} \quad k_A = 4,67 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Lapisan B : Low density alimuna} \quad k_B = 3,11 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Lapisan C : Hastelloy S} \quad k_C = 28,00 \text{ W/m.K}$$

$$\text{Lapisan D : Diatomit} \quad k_D = 0,09 \text{ W/m.K}$$

Tebal isolasi :

$$t_A = 100 \text{ mm}$$

$$t_B = 125 \text{ mm}$$

$$t_C = 1 \text{ mm}$$

$$t_D = 20 \text{ mm}$$

Jari-jari tiap lapisan :

$$r_1 = \text{ID reaktor} = 0,76 \text{ m}$$

$$r_2 = \text{OD reaktor} = 0,76 \text{ m}$$

$$r_3 = r_1 + t_A = 0,86 \text{ m}$$

$$r_4 = r_2 + t_B = 0,99 \text{ m}$$

$$r_5 = r_3 + t_C = 0,99 \text{ m}$$

$$r_6 = r_4 + t_D = 1,01 \text{ m}$$

Luas area perpindahan panas :

$$A_1 = 2\pi \times L \times r_1 = 19,02 \text{ m}^2$$

$$A_2 = 2\pi \times L \times r_2 = 19,14 \text{ m}^2$$

$$A_3 = 2\pi \times L \times r_3 = 21,65 \text{ m}^2$$

$$A_4 = 2\pi \times L \times r_4 = 24,79 \text{ m}^2$$

$$A_5 = 2\pi \times L \times r_5 = 24,82 \text{ m}^2$$

$$A_6 = 2\pi \times L \times r_6 = 25,32 \text{ m}^2$$

Luas area (log mean) perpindahan panas :

$$A_{1lm} = 19,08 \text{ m}^2$$

$$A_{2lm} = 20,37 \text{ m}^2$$

$$A_{3lm} = 23,19 \text{ m}^2$$

$$A_{4lm} = 24,81 \text{ m}^2$$

$$A_{5lm} = 25,07 \text{ m}^2$$

Resistensi :

$$R_R = 0,00001 \text{ K/W}$$

$$R_A = 0,00105 \text{ K/W}$$

$$R_B = 0,00173 \text{ K/W}$$

$$R_C = 0,000001 \text{ K/W}$$

$$R_D = 0,00907 \text{ K/W}$$

Heat transfer rate :

$$q = (T_1 - T_6) / \sum R = 70.818,79 \text{ W}$$

Temperatur tiap lapisan :

$$T_1 = 870,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 869,16 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_3 = 794,74 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_4 = 672,14 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_5 = 672,04 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_6 = 30,00 \text{ }^\circ\text{C}$$

Tebal isolasi total :

$$t = 246 \text{ mm}$$

2. *Decant Oil Storage* (F-111)

Fungsi : Menampung *decant oil* sebelum diumpankan ke *Reactor Furnace* (R-110)

Tipe : *Vertical Silinder Tank, Flat Bottom, Standar Dishead Roof*

Kondisi Operasi :

$$\text{Tekanan} = 1,10 \text{ bar} = 14,70 \text{ psia} = 0 \text{ kg/cm}^2 (\text{g})$$

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

$$\text{Rate massa} = 21.130,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 46.584,99 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas} = 723,60 \text{ kg/m}^3$$

$$= 45,17 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Lama penyimpanan} = 15 \text{ hari}$$

$$\text{Volume} = 371.254,53 \text{ ft}^3$$

$$= 10.512,91 \text{ m}^3$$

Menghitung Volume Storage

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= \frac{\text{Kapasitas}}{\rho} = \frac{371.254,53 \text{ kg}}{723,60 \text{ kg/m}^3} \\ &= 513,07 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Bahan akan mengisi tangki sebesar 90 % dari volume total, maka :

$$\text{Volume} = \frac{513,07}{0,9} = 570,07 \text{ m}^3$$

Menentukan Diameter Tangki

$$D = \frac{2}{3} H$$

$$V = \frac{(3/2) \pi D^3}{4}$$

$$570 = \frac{3 \pi D^3}{8}$$

$$D^3 = 483,70 \text{ m}^3$$

$$D = 7,85 \text{ m} = 26 \text{ ft}$$

$$H = 11,77 \text{ m} = 39 \text{ ft}$$

Menentukan Tebal Tangki (t_s)

Bahan konstruksi : SA-353 *low alloy steel* (9 % Ni)

$$f = 22.500$$

$$E = 0,8$$

$$C = 0,125 \text{ in}$$

Untuk *Storage Tank* ukuran besar digunakan 72-in *Butt-welded Courses*,

Berdasarkan data Brownell&Young, Appendix E Item 2 :

Jumlah Course = 7

$$t_s = \frac{p d}{2 f E} + C$$

karena pengaruh tekanan hidrostatik maka : $p = \rho \frac{(H-1)}{144}$

tebal (ts) tiap course ditentukan melalui persamaan :

$$ts = \frac{\rho (H-1)12D}{2(144) f E} + C$$

$$ts = 0,00272 (H-1) + 0,125$$

Susunan *course* terdiri atas *plate* berukuran 72-in (6 ft) dengan tebal tiap *course* :

$$\text{Tinggi Storage} = 39 \text{ ft} = 468 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Course} = 72 \text{ in}$$

Course No	H (in)	ts (in)	Standar ts (in)
1	468	1,39	1 1/3
2	396	1,20	1 1/8
3	324	1,00	15/16
4	252	0,81	3/4
5	180	0,61	4/7
6	108	0,42	3/8
7	36	0,22	3/16

Mententukan Tebal dan Tinggi Tutup

digunakan tutup berbentuk tutup standar *dishead*

$$\text{Pop} = 14,70 \text{ psia}$$

$$\text{Pdes} = 1,10 \times \text{Pop}$$

$$= 16,17 \text{ psia}$$

$$= 1,47 \text{ psig}$$

Pada posisi puncak *Shell*,

$$\text{OD} = \text{ID} + 2ts$$

$$= 312,38 \text{ in}$$

$$\text{Rc} = \text{OD}$$

$$tha = \frac{0,885 \times \text{Pdes} \times \text{Rc}}{2(fE - 0,1Pd)} + C$$

$$= 0,136 \text{ inch}$$

$$\text{distandarkan} = 3/16 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi tutup} = t + b + sf$$

$$\text{Diambil Sf} = 1,5 \text{ in}$$

(dari Tabel 5.6 *Brownell & Young*) untuk tutup berbentuk *dished head* pada $tha = 3/16 \text{ in}$

$$\text{maka nilai Sf} = 1,5 - 3 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi head (b)} = 0,169 d$$

$$= 52,7 \text{ inch}$$

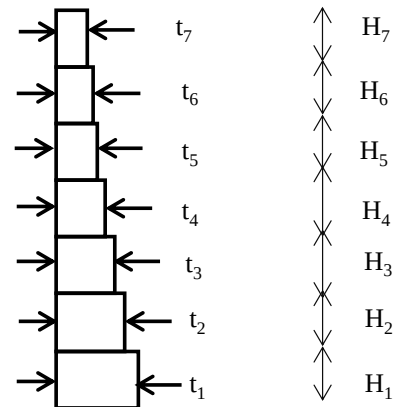
$$= 4,39 \text{ ft}$$

$$\text{Total tinggi} = tha + b + Sf$$

$$\text{Tutup} = 3/16 + 52,7 + 1,5$$

$$= 54,42 \text{ in}$$

$$= 4,53 \text{ ft}$$



Gambar C.3. Desain Ukuran Tiap Courses pada Storage (F-111)

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Menampung <i>decant oil</i> sebelum diumpankan ke <i>Reactor Furnace (R-110)</i>
Tipe	= <i>Vertical Silinder Tank, Flat Bottom, Standar Dishead Roof</i>
Kapasitas maksimum	= 10.512,91 m ³
Bahan material	= SA-535 <i>low alloy steel</i> (9 % Ni)
Diameter silinder	= 26,00 ft
Tinggi silinder	= 39,00 ft
Tebal silinder	
Courses 1	= 1,31 in
Courses 2	= 1,13 in
Courses 3	= 0,94 in
Courses 4	= 0,75 in
Courses 5	= 0,56 in
Courses 6	= 0,38 in
Courses 7	= 0,19 in
Tipe pengelasan	= <i>Double welded butt joint</i>
Total tinggi tutup	= 4,53 ft

3. Pompa Decant Oil (L-112)

Fungsi : Memompa *decant oil* dari *Storage* (F-111) menuju *Reactor* (R-110)

Tipe : *Centrifugal*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Suction Pressure (P_1) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 1,01 bar = 14,70 psia = 0 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 16,17 psia

= 2.332,80 psf

Discharge Pressure (P_2) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 4,15 bar = 60,21 psia = 3,2 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 66,23 psia

= 9.537,26 psf

Desain Alat :

Mass rate = 21.130,95 kg/jam = 46.585,29 lb/jam

Viskositas = 0,79 cP = 1,92 lb/ft.s

Densitas = 723,60 kg/m³ = 45,17 lb/ft³

Flow rate = 1.031,27 ft³/jam = 0,29 ft³/s

Ws = 5,02 hp

Diameter optimum = 3,65 in

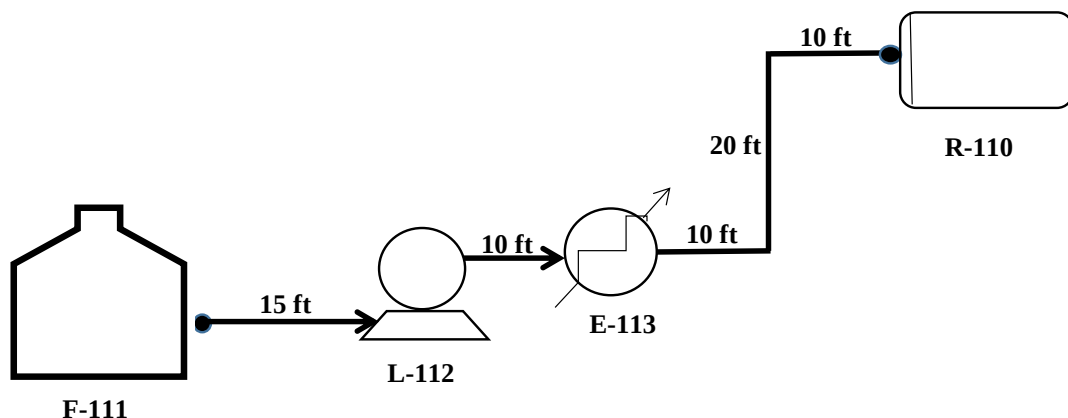
Diameter standar = IPS 3 in sch 40 (D.Q. Kern, 1965)

Outside diameter = 3,50 in = 0,29 ft (D.Q. Kern, 1965)

Inside diameter = 3,07 in = 0,26 ft (D.Q. Kern, 1965)

Flow area = 7,38 in² = 0,05 ft² (D.Q. Kern, 1965)

Kecepatan fluida = 5,59 ft/s = 1,70 m/s



Gambar C.4. Ilustrasi Skema Aliran Pompa (L-112)

A. Suction Pump

• Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan $A_2/A_1 = 0$ Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

Aliran turbulen (α) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\alpha} = 8,59 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 15 ft

Reynold number = 121.389,55

Roughness (ϵ) = 0,000046 m

Inside diameter = 0,26 ft = 0,08 m

ϵ/D = 0,00059

Fanning factor = 0,0058 (Geankoplis 4th Ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 0,66 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total Friction Loss = 9,25 ft.lbf/lb_m

B. Discharge Pump

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 50 ft

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 2,20 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	2
Globe valve	Angle valve, wide open	2	1
Gate valve	Wide open	0,17	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 2 \times K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,73 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,97 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Gate valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,08 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friction loss = 3,98 ft.lbf/lb_m

C. Friksi Karena HE (E-113)

Tekanan masuk (P.in) = 66,23 psia = 9.537,26 psf

Tekanan keluar (P.out) = 78,04 psia = 11.238,05 psf

Massa jenis decant oil = 48,77 lb/ft³

$$\text{Friksi karena HE} = \frac{P_{\text{out}} - P_{\text{in}}}{\rho} = 34,87 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Friksi total pompa = 48,11 ft.lbf/lb_m

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

$$z_1 = \text{reference} = 0 \text{ ft}$$

$$z_2 = 10 \text{ ft}$$

$$\rho_1 = \rho_2 = 48,77 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_1 = 0 \text{ ft/s}$$

Mechanical Energy Balance :

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

$$\text{Aliran turbulen } (\alpha) = 1$$

$$-W_s = 0,49 + 10 + 147,71 + 48,11$$

$$-W_s = 206,31$$

$$W_s = -206,31 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Efisiensi } (\eta) = 75\%$$

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = 246$$

$$\text{Horse power} = 5,78 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Memompa *decant oil* dari *Storage* (F-111) menuju *Reactor* (R-110)

Tipe = *Centrifugal*

Kapasitas = 1.031,27 ft³/jam = 29,18 m³/jam

Tekanan masuk = 16,17 psia

Tekanan keluar = 66,23 psia

Luas area = 0,05 ft² = 0,0048 m²

Head = 10,00 ft

Bahan pipa = *Commercial steel*

Ukuran pipa = IPS 3 in sch 40

Power pompa = 5,78 hp

4. Preheater Decant Oil (E-113)

Fungsi : Menaikkan suhu *decant oil* dan menurunkan suhu campuran *carbon black*
Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger
Bahan : Carbon steel SA-129 A
Kondisi Operasi :

Hot Fluid (Produk Reaktor) - Tube Side :

$$\begin{aligned} T_1 &= 772,40\text{ }^{\circ}\text{C} = 1.422,32\text{ }^{\circ}\text{F} \\ T_2 &= 751,50\text{ }^{\circ}\text{C} = 1.384,70\text{ }^{\circ}\text{F} \\ \Delta P_T &= 16,69\text{ psia} = 0,14\text{ kg/cm}^2\text{ (g)} \end{aligned}$$

Cold Fluid (Decant Oil) - Shell Side :

$$\begin{aligned} t_1 &= 34,25\text{ }^{\circ}\text{C} = 93,65\text{ }^{\circ}\text{F} \\ t_2 &= 150\text{ }^{\circ}\text{C} = 302,00\text{ }^{\circ}\text{F} \\ \Delta P_S &= 24,65\text{ psia} = 0,70\text{ kg/cm}^2\text{ (g)} \end{aligned}$$

Desain Heat Exchanger :

Shell Side

$$\begin{aligned} \text{Shell diameter} &= 29,10\text{ in} \\ \text{Inside diameter} &= 13,25\text{ in} \\ \text{Baffle space (B)} &= 31,50\text{ in} \\ \text{Passes (n)} &= 1 \end{aligned}$$

Tube Side

$$\begin{aligned} \text{Number of tubes (NT)} &= 106 && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Length} &= 18,91\text{ ft} \\ \text{BWG} &= 17 && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Outside diameter} &= 0,75\text{ in} && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Inside diameter (ID)} &= 0,63\text{ in} && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Equiv. diameter (De)} &= 0,95\text{ in} = 0,08\text{ ft} && (D.Q. Kern, 1965) \\ a'' &= 0,20\text{ ft}^2/\text{ft} && (D.Q. Kern, 1965) \\ a' &= 0,31\text{ in}^2 && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Clearance (C')} &= 0,25\text{ in} \\ \text{Pitch (PT)} &= 1\text{ in (triangular pitch)} && (D.Q. Kern, 1965) \\ \text{Tube passes} &= 2 \\ \text{Heat transfer area per sh} &= 923,63\text{ ft}^2 \\ \text{Tube length} &= 19,69\text{ ft} \end{aligned}$$

Kapasitas :

$$\begin{aligned} \text{Decant oil (M)} &= 21.130,95\text{ kg/jam} = 46.585,71\text{ lb/jam} \\ \text{Produk reaktor (m)} &= 150.247,15\text{ kg/jam} = 331.237,87\text{ lb/jam} \end{aligned}$$

Penentuan ΔT_{LMTD} :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{((T_1 - t_2) - (T_2 - t_1))}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 1.203,67\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,18 \\ S &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,16 \end{aligned} \quad FT = \frac{\frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln(1 - S)}{1 - RS}}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)})} \right)}$$

$$\Delta T \text{ factor } (F_T) = 0,99 \quad (\text{Aspen hysys})$$

$$\Delta T_{LMTD} = 1.191,63 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Caloric Temperature :

$$\Delta T_c = 1.291,05 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_h = 1.120,32 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_c / \Delta T_h = 1,15 ; \quad K_c = 0,2 ; \quad F_c = 0,53 \quad (\text{D.Q. Kern, 1965})$$

$$T_C = 1.404,45 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_C = 203,03 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Heat Transfer Coefficient :

$$R_D = 0,001 \quad (\text{D.Q. Kern, 1965})$$

$$Trial \ U_D = 49 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{D.Q. Kern, 1965})$$

$$Heat \ (Q) = 56.900.000 \text{ kJ} = 53.930.793 \text{ Btu}$$

$$A = Q / (U_D \Delta T) = 923,63 \text{ ft}^2 = 133.003,00 \text{ in}^2$$

$$Nt = A / (a'' L) = 248,85 = 106 \quad (\text{standarisasi})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 115,03 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas :

Decant Oil : Shell Side

$$aS = (ID \times C' \times B) / (n \times PT \times 144) = 0,03 \text{ ft}^2$$

$$GS = M / aS = 1.343.787,5 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,79 \text{ cP}$$

$$Res = \frac{De \times GS}{\mu} = 55.624,43$$

$$j_H = 115 \quad (\text{D.Q. Kern, 1965})$$

$$k = 0,07 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$c_p = 0,50 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$h_o = j_H \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$= 245,17 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Produk Reaktor : Tube Side

$$aT = (Nt \times a') / (n \times 144) = 0,23 \text{ ft}^2$$

$$GT = m / aT = 1.433.069 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,03 \text{ cP}$$

$$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu} = 1.013.826,62$$

$$j_H = 1.000$$

$$cp = 0,42 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,05 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$hi = 773$$

$$hio = 654 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient :

$$Uc = (h_o \times hio) / (h_o + hio) = 178,31 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt factor :

$$R_D = (U_c - U_D) / (U_c \times U_D) = 0,003 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

Evaluasi Pressure Drop :

Decant Oil : Shell Side		Carbon Black : Tube Side	
N_{Re}	= 55.624,43	N_{Re}	= 1.013.826,62
f	= 0,001 ft ² /in ² (D.Q. Kern, 1965)	f	= 0,0008 ft ² /in ² (D.Q. Kern, 1965)
s	= 1	s	= 1,06
Number of crosses	= 7	$(\Delta P)_t$	= $\frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times \phi_s}$
$(\Delta P)_s$	= $\frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$		= 0,44 psia
	= 4,13 psia		= 0,002
			(D.Q. Kern, 1965)
		$(\Delta P)_r = \frac{4n}{s \times v^2}$	= 0,008
		$\frac{2 \times g'}{2 \times g'}$	
		$(\Delta P)_T = (\Delta P)_t + (\Delta P)_r$	= 0,01 psia

5. Filter Udara I (H-114)

Fungsi : Menyaring udara yang masuk dari debu dan kotoran lainnya sebelum masuk *Compressor* Udara I (G-115) pembakar reaktor dan *Blower* Udara (G-119)

Tipe : *Filter medium viscous*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 14,70 psia = 0,00 kg/cm² (g)

Mass rate = 120.617,35 kg/jam = 265.915,78 lb/jam

Densitas = 1,16 kg/m³ = 0,07 lb/ft³

Volume rate = 103.980,47 m³/jam = 3.672.034,03 ft³/jam

Desain Alat :

Jenis filter yang dipilih adalah *High Efficiency Air Cleaning* (HEPA)

Bentuk = *Fiber glass* yang berdiameter besar dan tersusun atas lembaran dan memiliki organik binder untuk menahan *fiber* dan memberikan *tensile strengt* lebih

Face dimension = 24 x 24 in²

Depth gasket = 11,50 in

Kapasitas = 1.000 ft³/min

Efisiensi = 99,97 - 100 %

Arrestance = 100%

- Menghitung kapasitas desain

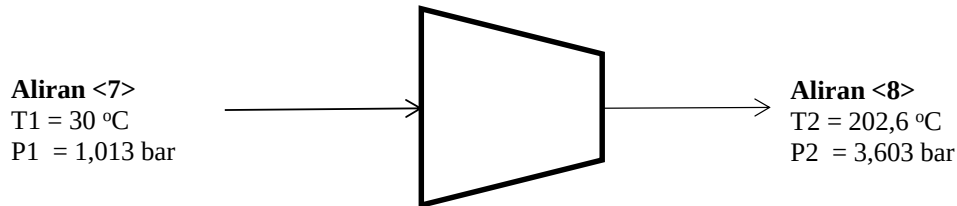
$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Desain} &= \frac{1.000 \text{ ft}^3/\text{min}}{24 \times 24 \text{ in}^2} \\ &= \frac{1.000 \text{ ft}^3/\text{min}}{576 \text{ in}^2} \times \frac{144 \text{ in}^2}{1 \text{ ft}^2} \\ &= 250 \text{ ft}^3/\text{min}\end{aligned}$$

Sehingga, dengan rate volumetrik udara, 3.672.034,03 ft³/jam

Maka, dibutuhkan luas filter :

$$\begin{aligned}\text{Luas Filter} &= \frac{\text{Rate Volumetrik}}{\text{Kapasitas Desain}} \\ &= \frac{3.672.034,03 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ min}}}{250 \text{ ft}^3/\text{min}} \\ &= 244,80 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

Fungsi : Meningkatkan tekanan udara kering menuju *Preheater* Udara (E-116)
Tipe : *Centrifugal*
Kondisi Operasi :



T ₁	=	30 °C		
P ₁	=	14,69 psia	=	1,013 bar = 0 kg/cm ² (g)
T ₂	=	202,6 °C		
P ₂	=	52,25 psia	=	3,603 bar = 2,64 kg/cm ² (g)
Laju alir massa gas	=		=	92.839,57 kg/jam
			=	25,79 kg/s
Massa jenis gas	=		=	1,16 kg/m ³
Volume gas	=		=	80.034,11 m ³ /jam
Untuk operasi adiabatik fluida mengalir menggunakan mekanisme isentropik yang dituliskan sebagai berikut:				

$$\frac{P1}{P} = \left(\frac{\rho1}{\rho}\right)^{\gamma}$$

$$\text{Kerja kompresi gas} = w = \int_{p_1}^{p_2} \frac{dp}{\rho}$$

$$\text{Kerja kompresi proses adiabatik} = -ws = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{RT_1}{M} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right]$$

m = Laju alir massa (Kg/s)
M = Berat molekul dalam kg/kgmol
Z_c = *Compressibility factor*
R = Gas konstan

cP	=	1,04 kJ/kg.°C
Zc	=	1
R	=	8.314,34 J/kgmol.K
γ	=	1,39
BM.campuran	=	28,81

$$-ws = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{RT_1}{M} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right]$$

$$\begin{aligned} -Ws &= 133,25 \text{ kJ/kg} \\ &= 12.371.002,03 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{brake kW} = \frac{-Ws \cdot m}{\eta \cdot 1000}$$

$$\begin{aligned} \text{brake kW} &= 3.483,84 \text{ kW} \\ &= 4.671,69 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

	:	
Fungsi	=	Menghembuskan udara kering menuju <i>Preheater</i> udara (E-116)
Tipe	=	<i>Centrifugal</i>
Kapasitas	=	80.034,11 m ³ /jam
Tekanan masuk	=	14,69 psia
Tekanan keluar	=	52,25 psia
<i>Power compressor</i>	=	4.671,69 hp

7. Preheater Udara (E-116)

Fungsi : Menaikkan suhu udara dan menurunkan suhu campuran *carbon black*

Tipe : 1 - 2 *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan : Carbon steel SA-129 A

Kondisi Operasi :

Hot Fluid (Produk Reaktor) - Tube Side :

$$T_1 = 870,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1.598,00 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 766,97 \text{ }^{\circ}\text{C} = 1.412,55 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta P_T = 16,69 \text{ psia} = 0,14 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Cold Fluid (Udara) - Shell Side :

$$t_1 = 202,60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 396,68 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 500,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 932,00 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta P_S = 16,69 \text{ psia} = 0,14 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Desain Heat Exchanger :

Shell Side

$$\text{Shell diameter} = 29,11 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter} = 15,25 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 31,50 \text{ in}$$

$$\text{Passes (n)} = 1$$

(D.Q. Kern, 1965)

Tube Side

$$\text{Number of tubes (NT)} = 151$$

$$\text{Length} = 44,78 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 17$$

$$\text{Outside diameter} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter (ID)} = 0,63 \text{ in}$$

$$\text{Equiv. diameter (De)} = 0,95 \text{ in} = 0,079 \text{ ft}$$

(D.Q. Kern, 1965)

$$a'' = 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 0,314 \text{ in}^2$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Pitch (PT)} = 1 \text{ in (triangular pitch)}$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Heat transfer area per s} = 649,28 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tube length} = 19,69 \text{ ft}$$

Kapasitas :

$$\text{Udara (M)} = 92.839,57 \text{ kg/jam} = 204.675,97 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Produk reaktor (m)} = 150.247,15 \text{ kg/jam} = 331.237,87 \text{ lb/jam}$$

Penentuan ΔT_{LMTD} :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 828,66 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 0,35$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,45$$

$$FT = \frac{\frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln(1 - S)}{1 - RS}}{\frac{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)})} \right)}{2 - S(R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)})}}$$

$$\Delta T_{factor} (F_T) = 3,92$$

$$\Delta T_{LMTD} = 3.248,35 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Caloric Temperature :

$$\Delta T_c = 1.015,87 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_h = 666,00 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_c / \Delta T_h = 1,53 ; \quad K_c = 0,2 ; \quad F_c = 0,523 \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$T_C (\text{Hot fluid}) = 1.509,54 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Heat Transfer Coefficient :

$$R_D = 0,001 \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$Trial \ U_D = 49 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$Heat \ (Q) = 47.800.000 \text{ kJ} = 45.305.657,38 \text{ Btu} \quad (Aspen Hysys)$$

$$A = Q / (U_D \times \Delta T) = 284,64 \text{ ft}^2 = 40.987,98 \text{ in}^2$$

$$Nt = A / (a'' L) = 32,38 = 151 \quad (\text{standarisasi})$$

$$U_D \text{ koreksi} = 10,51 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas :

Udara : Shell Side

$$aS = (ID \times C' \times B) / (n \times PT \times 144) = 0,03 \text{ ft}^2$$

$$GS = M / aS = 5.903.977,41 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,02 \text{ cP}$$

$$Res = \frac{De \times GS}{\mu} = 8.229.218,44$$

$$j_H = 8.000 \quad (D.Q. Kern, 1965)$$

$$k = 0,03 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$c_p = 0,26 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$h_o = j_H \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$= 208,33 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Produk Reaktor : Tube Side

$$aT = (Nt \times a') / (n \times 144) = 0,33 \text{ ft}^2$$

$$GT = m / aT = 1.005.995,14 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,03 \text{ cP}$$

$$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu} = 684.200,67$$

$$j_H = 1.000$$

$$cp = 0,12 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,00 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$hi = 96,70 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$hio = 81,74 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient :

$$Uc = (h_o \times hio) / (h_o + hio) = 58,71 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt factor :

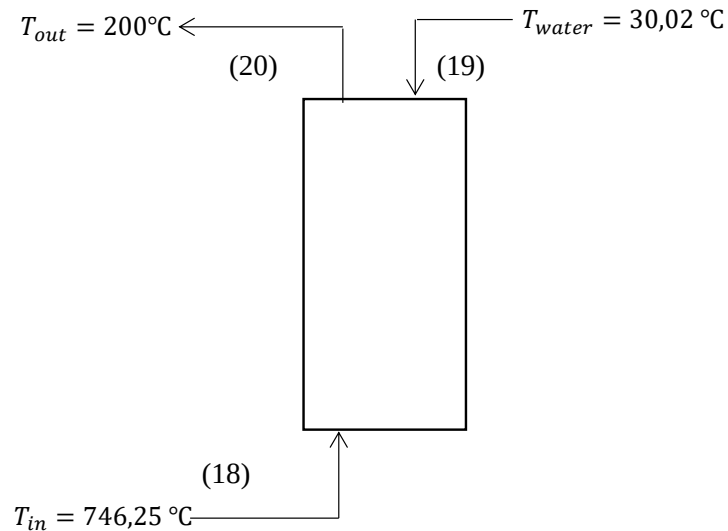
$$R_D = (U_c - U_D) / (U_c \times U_D) = 0,08 \text{ hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

Evaluasi Pressure Drop :

Decant Oil : Shell Side			Carbon Black : Tube Side		
N _{Re}	=	8.229.218,44	N _{Re}	=	684.200,67
f	=	8,41E-08 ft ² /in ² (D.Q. Kern, 1965)	f	=	0,0000182 ft ² /in ² (D.Q. Kern, 1965)
s	=	0,08	s	=	0,06
Number of crosses	=	17,0623	(ΔP) _t	=	$\frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times \phi_s}$
(ΔP) _s	=	$\frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$		=	0,22
	=	0,18 psia	$\frac{v^2}{2g'}$	=	0,001 (D.Q. Kern, 1965)
			(ΔP) _r = $\frac{4n}{\frac{s \times v^2}{2 \times g'}}$	=	0,10 psia
			(ΔP) _T = (ΔP) _t + (ΔP) _r	=	0,10 psia

8. Quench Tower (P-117)

Fungsi : Mendinginkan *carbon black* hasil dari reaksi pada *Reactor* (R-110) hingga 200 °C secara *direct contact*
Tipe : *Irrigated column*
Suhu Operasi : 200 °C
Kondisi Operasi :



Gambar C.6. Skema Quench Tower (P-117)

- Rate produk keluar reaktor (18)	=	150.247,15 kg/jam
- Rate quench water (19)	=	51.620,28 kg/jam

Dari data properties pada HYSYS, didapatkan data berikut :

- Densitas <i>tail gas</i> (18)	=	1,46 kg/m ³
- Densitas air (19)	=	1.004 kg/m ³

Menghitung rate volumetrik

- Rate volumetrik <i>tail gas</i>	=	$\frac{\text{Rate massa } tail\ gas}{\text{Densitas}}$
	=	$\frac{150.247,15}{1,464}$
	=	102.909,01 m ³ /jam
- Rate volumetrik air	=	$\frac{\text{Rate massa air}}{\text{Densitas}}$
	=	$\frac{51.620,28}{1.004}$
	=	51,41 m ³ /jam
- Rate volumetrik total	=	102.960,42 m ³ /jam

Desain *quenched tower* memiliki diameter = 2 m = 6,56 ft

$$\begin{aligned} A &= \pi \times r^2 \\ &= 3,14 \text{ m}^2 \\ &= 33,80 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

- Menghitung L dan G

$$\begin{aligned} L &= \frac{\text{Rate massa air}}{A} \\ &= \frac{51.620,28 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,205 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{\frac{1}{33,80} \text{ ft}^2} \\ &= 3.847.207,85 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G &= \frac{\text{Rate massa uap}}{A} \\ &= \frac{150.247,15 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,205 \frac{\text{lb}}{\text{kg}}}{\frac{1}{33,8} \text{ ft}^2} \\ &= 11.197.438,55 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^2 \cdot \text{jam}} \end{aligned}$$

(Perry, pers 18-57 untuk irrigated column)

$$\begin{aligned} HG &= \frac{(1,01 \times G^{0,31})}{L^{0,33}} \\ &= 1,04 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} NG &= \frac{T_{g,in} - T_{g,out}}{(T_g - T_i)} \\ &= \frac{746,25 - 200}{20,54} \\ &= 26,59 \text{ ft} \end{aligned}$$

- Menghitung Tinggi Quench Tower

$$\begin{aligned} Z &= Hg \times Ng \\ &= 1,04 \times 26,59 \\ &= 27,62 \text{ ft} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	= Mendinginkan <i>carbon black</i> hasil dari reaksi pada <i>Reactor</i> (R-110) hingga 200 °C secara <i>direct contact</i>
Tipe	= <i>Direct contact column</i>
Flowrate air masuk	= 51.620,28 kg/jam
Diameter kolom	= 6,56 ft
Tinggi kolom	= 27,62 ft
Kapasitas	= 102.960,42 m ³ /jam

9. Pompa Water Process (L-118)

Fungsi : Memompa air menuju *Quench Tower* , *Quench Zone* , dan *Pelletizer*

Tipe : *Centrifugal*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Suction Pressure (P_1) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 1,013 bar = 14,70 psia = 0 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total

= 16,2 psia

= 2.328,48 psf

Discharge Pressure (P_2) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 3,465 bar = 50,25 psia = 2,5 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,1 x Tekanan total

= 55,28 psia

= 7.959,60 psf

Penentuan Dimensi :

Mass rate = 101.508,42 kg/jam = 223.785 lb/jam

Viskositas = 0,80 cP = 1,93 lb/ft.s

Densitas = 1.004,00 kg/m³ = 62,68 lb/ft³

Flow rate = 3.570,42 ft³/jam = 0,99 ft³/s

Ws = 16,18 hp

Diameter optimum = 6,65 in

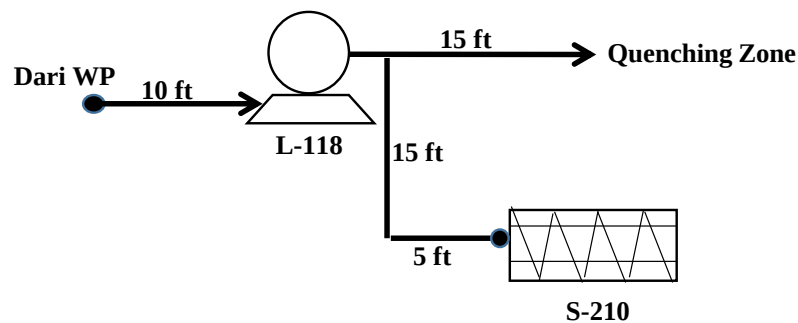
Diameter standar = IPS 6 in sch 40 (D.Q. Kern, 1965)

Outside diameter = 6,63 in = 0,55 ft (D.Q. Kern, 1965)

Inside diameter = 6,07 in = 0,51 ft (D.Q. Kern, 1965)

Flow area = 28,90 in² = 0,20 ft² (D.Q. Kern, 1965)

Kecepatan fluida = 4,94 ft/s = 1,51 m/s



Gambar C.7. Ilustrasi Skema Aliran Pompa (L-118)

Perhitungan Friksi :

A. Suction Pump

• Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan $A_2/A_1 = 0$ Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa.

Aliran turbulen (α) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\alpha} = 6,72 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 10,00 ft

Reynold number = 292.231,54

Roughness (ϵ) = 0,000046 m

Diameter = 0,15 ft = 0,05 m

ϵ/D = 0,0010

Fanning factor = 0,005 (Geankoplis 4th Ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 0,49 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friction loss = 7,21 ft.lbf/lb_m

B. Discharge Pump

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 50 ft

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 2,46 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	6
Globe valve	Angle valve wide Open	2	1
Gate valve	Wide open	0,17	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 3 \times K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 1,71 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,76 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Gate valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,06 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Total friction loss = 4,99 ft.lbf/lb_m

Friksi total pompa = 12,20 ft.lbf/lb_m

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

z_1 = reference = 0 ft

z_2 = 10 ft

ρ_1 = ρ_2 = 73,49 lb/ft³

v_1 = 0 ft/s

Mechanical Energy Balance :

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

Aliran turbulen (α) = 1

$$-W_s = 0,38 + 10 + 76,62 + 12,20$$

$$-W_s = 99,21$$

$$W_s = -99,21 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi (η) = 75%

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = 116,71 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

$$\text{Horse power} = 13,19 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Memompa air menuju *Quench tower* , *Quench zone* , dan *Pelletizer*

Tipe = *Centrifugal*

Kapasitas = 3.570,42 ft³/jam = 29,53 m³/jam

Tekanan masuk = 16,17 psia

Tekanan keluar = 55,28 psia

Flow area = 0,20 ft² = 0,02 m²

Head = 8,00 ft

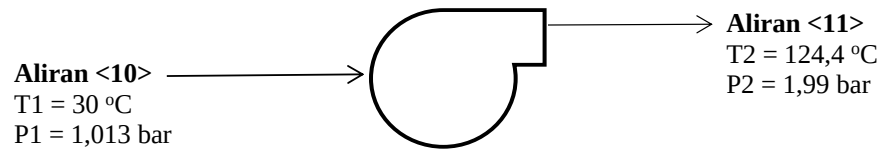
Bahan pipa = *Commercial steel*

Ukuran pipa = IPS 6 in sch 40

Power pompa = 13,19 hp

10. Blower Udara I (G-119)

Fungsi : Menaikkan tekanan udara kering menuju *Cyclone* (H-213)
Tipe : *Centrifugal*
Kondisi Operasi :



Gambar C.8. Ilustrasi Skema Aliran Blower Udara I (G-119)

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 30 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 P_1 &= 14,7 \text{ psia} = 1,013 \text{ bar} = 0,00 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)} \\
 T_2 &= 124,4 \text{ }^{\circ}\text{C} \\
 P_2 &= 30,91 \text{ psia} = 2,13 \text{ bar} = 1,14 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Laju alir massa gas} &= 27.777,78 \text{ kg/jam} \\
 &= 7,72 \text{ kg/s}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa jenis gas} &= 1,16 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Volume gas} &= 23.946,36 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Untuk operasi adiabatik fluida mengalir menggunakan mekanisme isentropik yang dituliskan sebagai berikut:

$$\frac{P_1}{P} = \left(\frac{\rho_1}{\rho} \right)^{\gamma}$$

$$\text{Kerja kompresi gas} = w = \int_{\rho_1}^{\rho_2} \frac{dp}{\rho}$$

$$\text{Kerja kompresi proses adiabatik} = -ws = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{RT_1}{M} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right]$$

-Ws = Kerja kompresi gas dalam operasi adiabatik (J/kg)
 m = Laju alir massa (kg/s)
 M = Berat molekul dalam kg/kgmol
 Zc = *Compressibility factor*
 R = Gas konstan

Data dari Aspen hysys adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 C_p &= 1,04 \text{ kJ/kg.}^{\circ}\text{C} \\
 Z_c &= 1 \\
 R &= 8.314,34 \text{ J/kgmol.K} \\
 \gamma &= 1,39 \\
 \text{BM.campuran} &= 28,81
 \end{aligned}$$

$$-ws = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{RT_1}{M} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right]$$

$$\begin{aligned} -Ws &= 72,27 \text{ kJ/kg} \\ &= 2.007.591,22 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{brake kW} = \frac{-Ws \cdot m}{\eta \cdot 1000}$$

$$\begin{aligned} \text{brake kW} &= 565,36 \text{ kW} \\ &= 758,13 \text{ hp} \end{aligned}$$

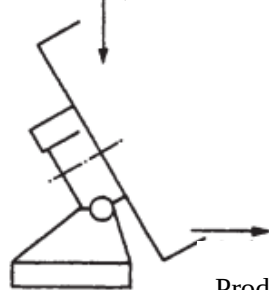
Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Menaikkan tekanan udara kering menuju <i>Cyclone</i> (H-213)
Tipe	=	<i>Centrifugal</i>
Kapasitas	=	23.946,36 m ³ /jam
Tekanan masuk	=	14,7 psia
Tekanan keluar	=	30,91 psia
<i>Power compressor</i>	=	758,13 hp

11. Pelletizer (S-210)

Fungsi	: Meningkatkan <i>bulk density</i> partikel <i>carbon black</i> dengan menambahkan air		
Tipe	: <i>Wet pelletizer with pin mixer</i>		
Kondisi Operasi	:		
Suhu operasi	=	77,01 °C	
Tekanan operasi	=	14,70 psia	= 0,00 kg/cm ² (g)
Mass rate produk	=	13.888,89 kg/jam	= 30.619,76 lb/jam
Densitas produk	=	1.230,00 kg/m ³	= 76,79 lb/ft ³
Volume rate produk	=	11,29 m ³ /jam	= 398,77 ft ³ /jam
Desain Alat	:		
Bentuk	=	<i>Disc granulator with a rim</i>	

Feed masuk (carbon black dan air)



Produk ke
proses
selanjutnya

Gambar C.9. Desain *Pelletizer* (S-210)

Menghitung diameter pelletizer melalui *critical speed* (N_c) yaitu kecepatan putar yang menahan partikel tetap berada dalam *disc* karena adanya gaya sentripetal

$$N_c = \sqrt{\frac{g \times \sin \theta}{2 \times \pi^2 \times D}} \quad (\text{Perry 7th Ed, 20-74})$$

$$c = 0,75 \quad (\text{Range critical speed} = 50 - 75)$$

$$\theta = 55^\circ \quad (\text{Range sudut kemiringan dengan bidang horizontal} = 45 - 55^\circ)$$

$$0,75 = \sqrt{\frac{g \times \sin(50^\circ)}{2 \times \pi^2 \times D}}$$

$$D = 0,69 \text{ m} = 2,27 \text{ ft}$$

Tinggi (H) dari disc berkisar antara 10 - 20 % dari diameter

$$H = 0,14 \text{ m} = 7,43 \text{ ft}$$

Cara air masuk = injeksi melalui *spray nozzle*

Diameter produk masuk = 40 μm

Diameter produk keluar = 0,5 - 2 mm

Jumlah = 1

Mass rate carbon black = 13.888,89 kg/jam = 30.619,72 lb/jam

Densitas <i>carbon black</i>	=	1.642,00 kg/m ³	=	102,51 lb/ft ³
Volume <i>carbon black</i>	=	8,46 m ³ /jam	=	298,70 ft ³ /jam

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Meningkatkan <i>bulk density</i> partikel <i>carbon black</i> dengan menambahkan air
Tipe	=	<i>Wet pelletizer with pin mixer</i>
Cara air masuk	=	Injeksi melalui <i>spray nozzle</i>
Diameter <i>pelletizer</i>	=	2,27 ft
Tinggi <i>pelletizer</i>	=	7,43 ft
Diameter produk masu	=	40,00 μ m
Diameter produk kelua	=	0,5 - 2 mm
Jumlah	=	1,00 buah

12. Bag Filter I (H-211)

Fungsi : Menangkap partikel *carbon black* yang keluar dari *Quench Tower* (P-117)

Tipe : S-CP 96

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 43,41 psia = 2,02 kg/cm² (g)

Suhu operasi = 200,00 °C

Waktu filtrasi = 36.142,46 jam

Bag filter area = 1,48 m²

Bag diameter = 0,30 m

Bags per cell = 78,00

Bag spacing = 0,02 m

Area per cell = 14,19 m²

Total cell area = 1.546,94 m²

Cara Kerja :

1. Aliran gas masuk mengenai *plate* dan terbagi menjadi beberapa aliran
2. Partikel yang berukuran besar akan langsung jatuh kebawah menuju Bin ketika mengenai *plate*
3. Partikel berukuran kecil akan terdeposit kedalam *bag - bag*
4. Debu yang terdeposit dalam bag akan mengalami goncangan oleh udara terkompresi setiap 1/4 atau 8 jam sekali tergantung kebutuhan

Desain Alat :

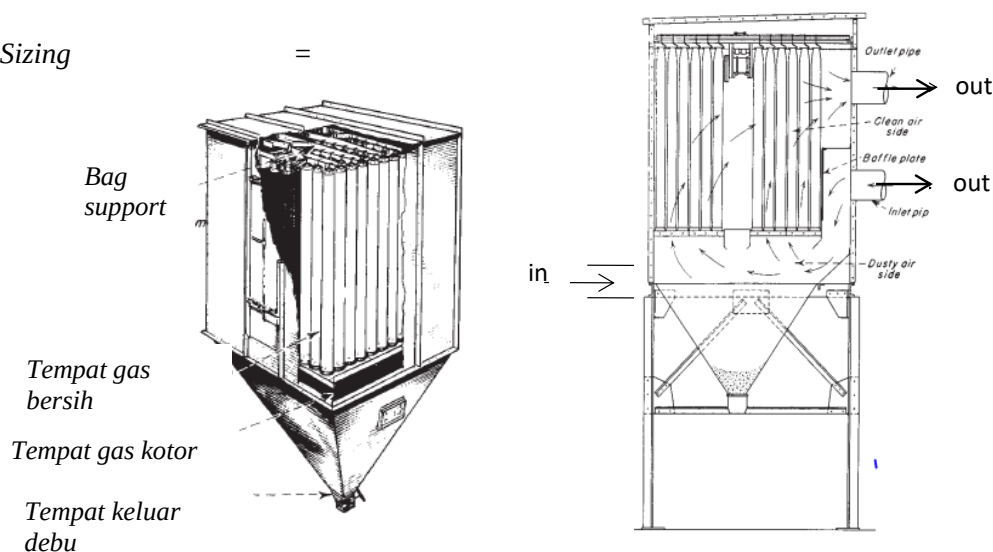
Bahan = Therm Nylon (NOMEX)

Spesifikasi bahan

Spesific gravity = 1,38

Heat resistant = 200 °C

Sizing =



Gambar C.10. Desain Alat Bag Filter I (H-211)

<i>Filter area</i>	=	273	
<i>Bags capacity</i>	=	96	
Rate massa masuk	=	201.867,43 kg/jam	
Densitas	=	1,19 kg/m ³	
Rate volume	=	169.636,50 m ³ /jam =	47,121 m ³ /s
Rate produk atas	=	189.367,44 kg/jam	
Densitas	=	1,05 kg/m ³	
Rate volume atas	=	179.665,50 m ³ /jam =	49,91 m ³ /s
Rate produk bawah	=	12.500,00 kg/jam	
Densitas	=	1.642,00 kg/m ³	
Rate volume bawah	=	7,61 m ³ /jam =	0,002 m ³ /s

Perhitungan ukuran pipa masuk dan keluar menggunakan persamaan sebagai berikut :
Asumsi aliran turbulenta (Nre > 2100)

$$D_{i,opt} = 0,133 \times Q^{0,1} \times \rho^{0,2}$$

Keterangan :

Ukuran pipa untuk aliran masuk

$D_{i,opt}$ = Optimum inside diameter , m

$$D_{i,opt} = 0,20 \text{ m}$$

Q = Fluid flowrate , m³/s

$$\text{Luas area} = 0,03 \text{ m}^2$$

ρ = Densitas fluida, kg/m³

Ukuran pipa untuk aliran produk atas keluar

$$D_{i,opt} = 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,03 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran produk bawah keluar

$$D_{i,opt} = 0,08 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,01 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Menangkap partikel <i>carbon black</i> yang keluar dari <i>Quench Tower</i> (P-117)
Kapasitas	=	169.636,50 m ³ /jam
Tipe	=	S-CP 96
Bahan	=	Therm Nylon (NOMEX)
Diameter pipa masuk	=	0,20 m
Diameter pipa atas	=	0,20 m
Diameter pipa bawah	=	0,08 m
Jumlah	=	1,00 buah

13. Micropulverizer (C-212)

Fungsi : Menghancurkan partikel *carbon black* yang berukuran besar

Tipe : *T-shaped hammer mills without internal air classifiers*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 200,00 °C

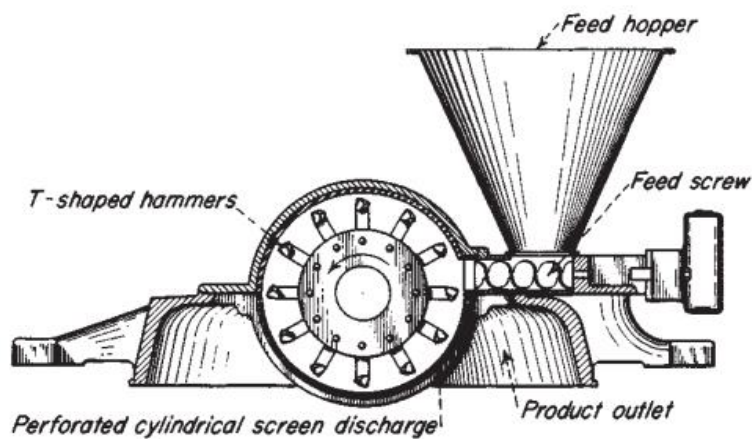
Tekanan operasi = 43,14 psia = 2,98 bar = 2,00 kg/cm² (g)

Mass rate = 16.709,90 kg/jam = 36.839,03 lb/jam

Densitas = 472,20 kg/m³ = 29,48 lb/ft³

Volume rate = 35,39 m³/jam = 1.249,69 ft³/jam

Desain Alat :



(Perry 7th Ed, 20-41)

Gambar C.11. Desain Micropulverizer (C-212)

Berdasarkan Table 20-21 Micropulverizer performances (Perry 7th Ed, 20-42) diperoleh :

Size = 4,00

Diameter rotor = 24,00 in = 0,61 m

Kecepatan max. = 3.450,00 rpm

Kebutuhan power = 100,00 hp = 74,6 kW

Bahan konstruksi = Carbon steel

Rata - rata diameter partikel masuk = 52 μ m

Rata - rata diameter partikel keluar = 40 μ m

14. Cyclone (H-213)

Fungsi : Memisahkan udara yang berasal dari *pneumatic system* yang membawa *carbon black* dari *Micropulverizer* (C-212) dengan densitas lebih kecil

Bahan : Carbon steel

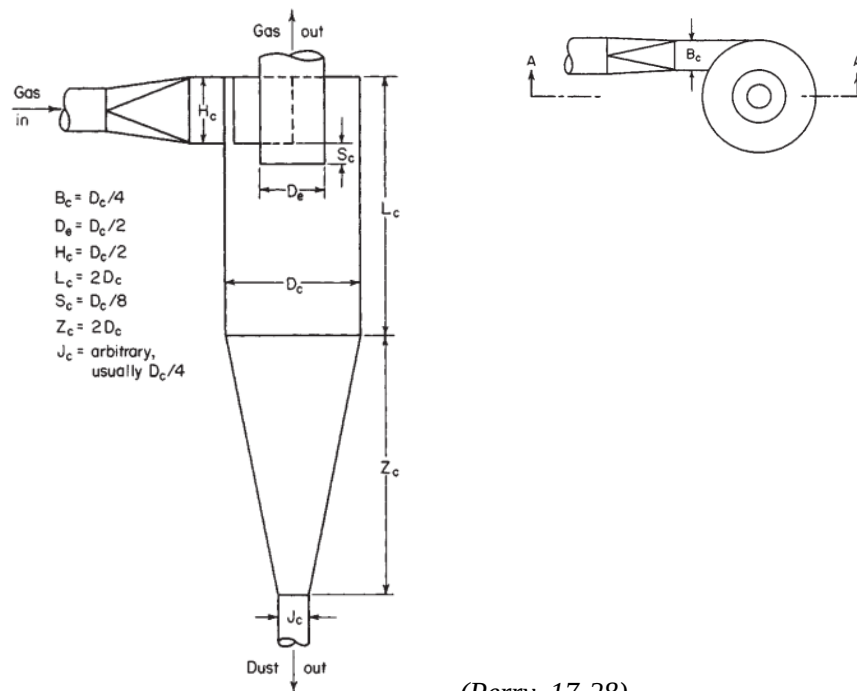
Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 152,83 °C

Tekanan operasi = 30,91 psia = 1,14 kg/cm² (g)

Overall efisiensi = 0,95

Desain Alat :



(Perry, 17-28)

Gambar C.12. Desain Cyclone (H-213)

Menghitung diameter partikel yang dipindahkan oleh Cyclone dihitung dengan persamaan berikut :

$$D_{pth} = \sqrt{\frac{9 \times \mu \times B_c}{\pi \times N_e \times v_c \times (\rho_p - \rho_g)}}$$

μ = viskositas udara = 0,024 Cp = 0,058 kg/m.jam

N_e = 5 (Perry, 17-28)

ρ_g = 2,75 kg/m³ (densitas udara)

ρ_p = 1.642 kg/m³ (densitas partikel)

Dp/Dpc = 1,50 (Perry, 17-28)

Dp = 1,00 mm

Dpc = 1,50 mm = 0,0015 m

Vc = V/A

Massa udara pembawa *carbon black* (m) = 27.777,78 kg/jam

Densitas udara pembawa *carbon black* (ρ) = 2,75 kg/m³

Volume udara pembawa *carbon black* (V) = 10.104,68 m³/jam

$$V_c = \frac{V}{A} = \frac{621}{H_c \times B_c}$$

$$D_{pth} = \sqrt{\frac{9 \times \mu \times B_c}{\pi \times N_e \times v_c \times (\rho_p - \rho_g)}}$$

$$0,0015^2 = \frac{9 \times 0,058 \times B_c}{3,14 \times 5 \times \frac{10.104,68}{H_c \times B_c} \times (1.642 - 2,75)}$$

$$0,0015^2 = \frac{9 \times 0,058 \times \frac{D_c}{4}}{3,14 \times 5 \times \frac{10.104,68}{\frac{D_c}{2} \times \frac{D_c}{4}} \times (1.642 - 2,75)}$$

Dengan menggunakan perhitungan *goal seek* didapatkan nilai Dc = 32,98 m

$$B_c = D_c/4 = 8,25 \text{ m}$$

$$D_e = D_c/2 = 16,49 \text{ m}$$

$$H_c = D_c/2 = 16,49 \text{ m}$$

$$L_c = 2D_c = 65,96 \text{ m}$$

$$S_c = D_c/8 = 4,12 \text{ m}$$

$$Z_c = 2D_c = 65,96 \text{ m}$$

$$J_c = D_c/4 = 8,25 \text{ m}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Memisahkan udara yang berasal dari *pneumatic system* yang membawa *carbon black* dari *Micropulverizer* (C-212) dengan densitas lebih kecil

Bahan = *Carbon steel*

Efisiensi = 0,95

Diameter *Cyclone* = 13,01 m

Bc = 8,25 m

De = 16,49 m

Hc = 16,49 m

Lc = 65,96 m

Sc = 4,12 m

Zc = 65,96 m

Jc = 8,25 m

15. Bag Filter II (H-214)

Fungsi : Menangkap partikel *carbon black* yang keluar dari *Cyclone* (H-213)
Tipe : S-CP 96

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 30,91 psia = 1,14 kg/cm² (g)
Suhu operasi = 152,83 °C
Waktu filtrasi = 3.096,95 jam = 0,86 detik
Bag filter area = 1,48 m²
Bag diameter = 0,3 m
Bags per cell = 78
Bag spacing = 0,02 m
Area per cell = 14,19 m²
Total cell area = 14,19 m²

Cara Kerja :

1. Aliran gas masuk mengenai *plate* dan terbagi menjadi beberapa aliran
2. Partikel yang berukuran besar akan langsung jatuh kebawah menuju Bin ketika mengenai *plate*
3. Partikel berukuran kecil akan terdeposit kedalam *bag - bag*
4. Debu yang terdeposit dalam bag akan mengalami guncangan oleh udara terkompresi setiap 1/4 atau 8 jam sekali tergantung kebutuhan

Desain Alat :

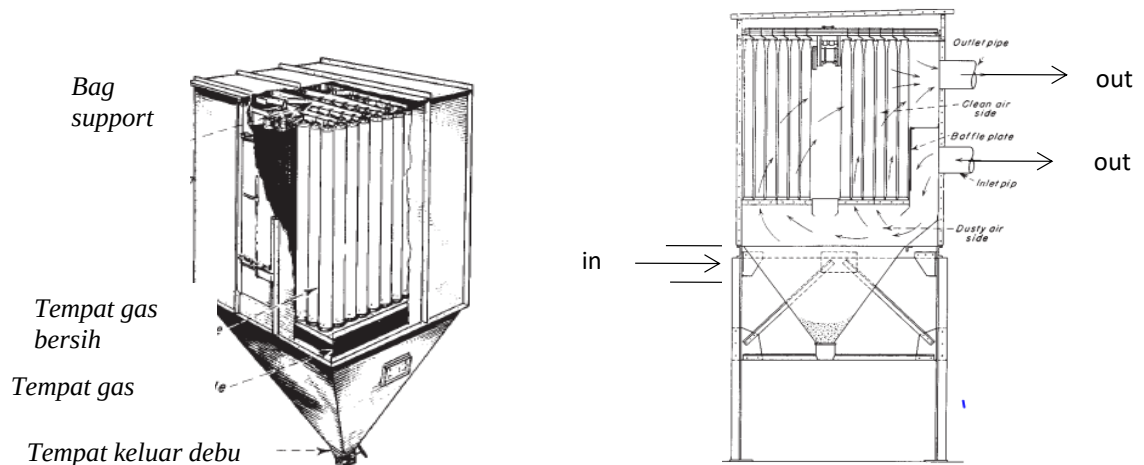
Bahan = Therm Nylon (NOMEX)

Spesifikasi bahan

Spesific gravity = 1,4

Heat resistant = 200 °C

Sizing =



Gambar C.13. Desain Alat *Bag Filter II* (H-214)

(Siko Engineering)

<i>Filter area</i>	=	273	
<i>Bags capacity</i>	=	96	
Rate massa masuk	=	28.487,66 kg/jam	
Densitas	=	2,14 kg/m ³	
Rate volume	=	13.287,16 m ³ /jam =	3,69 m ³ /s
Rate produk atas	=	27.793,22 kg/jam	
Densitas	=	1,50 kg/m ³	
Rate volume atas	=	18.528,81 m ³ /jam =	5,15 m ³ /s
Rate produk bawah	=	694,44 kg/jam	
Densitas	=	1.642,00 kg/m ³	
Rate volume bawah	=	0,42 m ³ /jam =	0,00012 m ³ /s

Perhitungan ukuran pipa masuk dan keluar menggunakan persamaan sebagai berikut :
Asumsi aliran turbulenta (Nre > 2100)

$$D_{i,opt} = 0,133 \times Q^{0,1} \times \rho^{0,2}$$

Keterangan :

Ukuran pipa untuk aliran masuk	$D_{i,opt}$	=	0,18 m	$D_{i,opt}$	=	Optimum inside diameter , m
				Q	=	Fluid flowrate , m ³ /s
Luas area	=	0,02 m ²		ρ	=	Densitas fluida, kg/m ³

Ukuran pipa untuk aliran produk atas keluar

$$D_{i,opt} = 0,17 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,02 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran produk bawah keluar

$$D_{i,opt} = 0,24 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,04 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Menangkap partikel <i>carbon black</i> yang keluar dari <i>Cyclone</i> (H-212)
Kapasitas	=	13.287,16 m ³ /jam
Tipe	=	S-CP 96
Bahan	=	Therm Nylon (NOMEX)
Diameter pipa masuk	=	0,18 m
Diameter pipa atas	=	0,17 m
Diameter pipa bawah	=	0,24 m
Jumlah	=	1,00 buah

16. Bin (F-215)

Fungsi : Menampung *feedstock* berupa *carbon black* yang berasal dari *Cyclone* (H-213) dan *Bag Filter* II (H-214)

Kondisi Operasi :

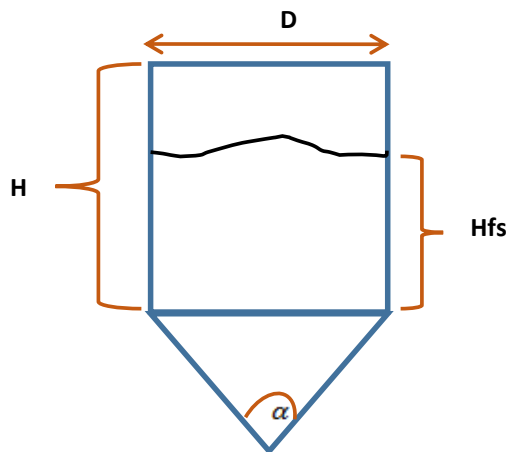
Tekanan total	=	Tekanan operasi	
	=	14,70 psia	= 0,00 kg/cm ² (g)
Tekanan desain	=	1,10 x Tekanan total	
	=	16,17 psia	= 0,14 kg/cm ² (g)
Temperatur	=	152,83 °C	= 307,09 °F

Dimensi Tangki :

<i>Feed</i>	=	13.888,89 kg/jam	= 30.619,76 lb/jam
-------------	---	------------------	--------------------

Desain Tangki :

Waktu penyimpanan	=	8,00 jam	
Densitas <i>feed</i>	=	1.642,00 kg/m ³	= 102,46 lb/ft ³
Volume <i>feed</i>	=	67,67 m ³	
<i>Safety factor</i>	=	0,20	(ASME, 1956)
Jumlah tangki	=	1,00 unit	
Volume total	=	81,20 m ³	= 2.867,61 ft ³
Volume tiap tangki	=	81,20 m ³	= 2.867,61 ft ³
Bahan material	=	Carbon steel SA-212 grade B	
<i>Allowable stress</i>	=	17.500,00 psia	
Faktor korosi	=	0,13 in	(Brownell, 1959)
Jenis pengelasan	=	Double welded butt joint with thermally	
E	=	0,85	



Gambar C.14. Desain *Bin* (F-215)

Perbandingan tinggi silinder dan diameter silinder = H = 3D

$$V_{bin} = \left(\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H_{bin} \right) + \frac{\pi \times ID^3}{24 \times \tan \frac{\alpha}{2}} \quad (Ulrich, 1984)$$

α = 30 derajat

$$2.867,61 = \left(\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times 3ID \right) + \frac{\pi \times ID^3}{24 \times \tan 15}$$

$$ID = 5,53 \text{ ft} = 66,36 \text{ in}$$

Tebal Silinder

$$ts = \frac{P \times ID}{((2 \times f \times E) - (1,2 \times P))} + C \quad (Kusnarjo, 2010)$$

$$ts = 0,16 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi nilai } ts = 0,25 \text{ in}$$

$$OD = (2 \times ts) + ID$$

$$OD = 66,86 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 72 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi standar} = 3 \times OD \text{ standar}$$

$$= 216 \text{ in}$$

$$= 18 \text{ ft}$$

Tebal Tutup Atas

Tutup atas berbentuk plat datar dan ketebalannya sama dengan tebal silinder

$$ts = 0,25 \text{ in}$$

Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah berbentuk conical

$$tb = \frac{P \times OD}{2 \times \cos \frac{\alpha}{2} \times ((2 \times f \times E) - (0,4 \times P))} + C \quad (Kusnarjo, 2010)$$

$$= 0,14 \text{ in}$$

$$tb \text{ standar} = 0,19 \text{ in}$$

Tinggi Tutup Bawah

$$hb = \frac{OD}{2 \times \tan \frac{\alpha}{2}} = 134,35 \text{ in} \quad (Kusnarjo, 2010)$$

Spesifikasi Alat

Fungsi

:

= Menampung *feedstock* berupa *carbon black* yang berasal dari *Cyclone* (H-213) dan *Bag Filter* II (H-214)

Tipe	=	Tangki silinder vertikal dengan tutup bawah <i>conical</i> dan atas berbentuk datar
Kapasitas maksimum	=	8,46 m ³ /jam
Bahan material	=	<i>Carbon steel SA-212 grade B</i>
Bentuk tutup bawah	=	<i>Conical</i>
<i>Conical angle</i>	=	30°
Diameter dalam	=	66,36 in
Tinggi silinder	=	216,00 in
Tinggi tutup bawah	=	134,35 in
Tebal silinder	=	0,25 in
Tebal tutup bawah	=	0,19 in
Tipe pengelasan	=	<i>Double welded butt joint with thermally</i>

17. Rotary Dryer (B-220)

Fungsi : Meringkan *carbon black pellet* yang keluar dari *Pelletizer* (S-220)

Tipe : *Single shell dryer*

Bentuk : Tangki silinder horizontal

Metode Pemanasan : *Direct heating* dengan pola kontak *counter current*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel SA-283 grade C*

Kondisi Operasi :

Suhu udara masuk	=	200,00 °C	
Tekanan	=	213,10 kPa	= 1,14 kg/cm ² (g)
Suhu produk masuk	=	77,01 °C	
Tekanan	=	197,40 kPa	= 0,98 kg/cm ² (g)
Suhu udara keluar	=	85,00 °C	
Tekanan	=	197,40 kPa	= 0,98 kg/cm ² (g)
Suhu produk keluar	=	85,00 °C	
Tekanan	=	197,40 kPa	= 0,98 kg/cm ² (g)
Mass rate produk	=	22.222,22 kg/jam	= 48.991,11 lb/jam
Mass rate udara pengering	=	165.396,59 kg/jam	= 364.633,32 lb/jam
Dari perhitungan neraca massa diperoleh :			
Moisture content awal	=	1,00 kg H ₂ O/kg solid	
Moisture content akhir	=	0,01 kg H ₂ O/kg solid	
Massa <i>carbon black</i> masuk	=	13.606,94 kg/jam	= 29.997,87 lb/jam
Massa jenis <i>carbon black</i>	=	1.642,00 kg/m ³	
Dari perhitungan neraca energi diketahui			
Panas yang ditransfer	=	43.316.194,0 kJ/jam	= 41.055.088,67 Btu/jam

Desain Alat :

Berdasarkan persamaan 12-53 (*Perry 7th Ed. Psychrometry, evaporative cooling, and solids drying*)

$$Q = 0,4 \times L \times D \times G^{0,67} \times \Delta T_{LMTD}$$

Keterangan:

Q = Panas yang ditransfer (Btu/jam)

L = Panjang *Rotary Dryer* (ft)

D = Diameter *Rotary Dryer* (ft)

G = Mass velocity (lb/(h.ft²))

ΔT_{LMTD} = Log mean temperature (°F)

Nilai perbandingan L/D yang paling efektif untuk komersialisasi berada diantara 4-10

nilai L/D ini di trial hingga mendapatkan semua nilai yang memenuhi

Trial L/D	=	5	$\Delta T_{LMTD} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}}$
L	=	69,75 ft	
D	=	13,95 ft	

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

$$A = 152,75 \text{ ft}^2$$

$$= 14,19 \text{ m}^2$$

t_2 = suhu udara keluar

t_1 = suhu udara masuk

T_2 = suhu campuran keluar

T_1 = suhu campuran masuk

$$T_1 = 77,01 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 85,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 200,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 85,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

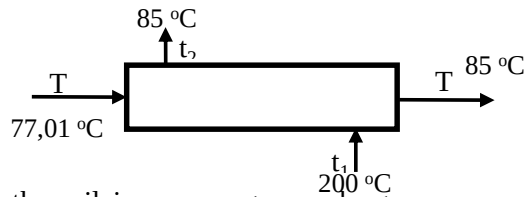
$$t_1 - T_2 = 115,00 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$t_2 - T_1 = 7,99 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{LMTD} = 40,13 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$= 122,92 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Pengecekan nilai *trial* dilakukan hingga didapatkan nilai panas yang sama dengan nilai transfer panas



$$Q = 0,4 \times L \times D \times G^{0,67} \times \Delta T_{LMTD}$$

$$G = \text{Mass velocity persatuan luas} = 2.387,14 \text{ lb/h.ft}^2 = 1.565,96 \text{ kg/(h.m}^2\text{)}$$

Setelah dilakukan trial dengan metode goal seek didapatkan :

$$L/D = 6 ; L = 69,75 \text{ ft} ; D = 13,95 \text{ ft}$$

Perhitungan luas total perpindahan panas dihitung dengan menggunakan persamaan 12-54

Perry 7th Ed. Solid-Drying Equipment

$$Q = U_a \times V \times \Delta T_{LMTD}$$

Keterangan :

$$Q = \text{Panas yang ditransfer} \quad (\text{J/s})$$

$$U_a = \text{Koefisien heat transfer} \quad (\text{J/(s.m}^3\text{.K)})$$

$$V = \text{Volume Rotary Dryer} \quad (\text{m}^3)$$

$$\Delta T_{LMTD} = \text{Log mean temperature} \quad (\text{K})$$

$$V = \frac{1}{4} \times \pi \times L \times D^2$$

$$V = 10.653,74 \text{ ft}^3 = 301,6797 \text{ m}^3$$

$$Q = 12.032.276,1 \text{ J/s}$$

Dengan menggunakan persamaan 12-54 didapatkan nilai U_a

$$U_a = 127,31 \text{ J/(s.m}^3\text{.K)}$$

$$U = 60G^{0,67}$$

(Table 4-10 Ulrich)

$$U = 8.291,89 \text{ W/m}^2\text{.K}$$

$$a = U_a/U$$

$$a = 0,0154 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\text{Luas total perpindahan panas} = a \times V$$

$$= 4,63 \text{ m}^2$$

Perhitungan kecepatan peripheral

Berdasarkan *Perry 7th Ed. Solid-Drying equipment* kecepatan peripheral yang diizinkan 30-150 ft/menit

$$\text{Kecepatan putar (N)} = \frac{\text{Kecepatan peripheral}}{2 \times \pi \times \frac{D}{2}}$$

$$\begin{aligned} \text{Trial kecepatan peripheral} &= 80 \text{ ft/menit} \\ \text{Kecepatan putar (N)} &= 1,83 \text{ (rad/menit)} = 0,0048 \text{ Hz} \\ \text{N x D} &= 25,48 \text{ ft} \end{aligned}$$

Nilai Nx D yang diizinkan adalah pada range 25 - 35

sehingga *trial* yang dipilih sudah memenuhi nilai yang diizinkan

Perhitungan daya

$$\text{Tebal dinding} = 3 \text{ in} = 0,25 \text{ ft}$$

$$\text{Bahan} = \text{Carbon steel}$$

$$\text{Massa jenis bahan} = 489 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume dryer} &= \frac{1}{4} \times \pi \times (D + \text{tebal dinding})^2 \times L \\ &= 11.038,87 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Berat dryer} &= \text{volume dryer} \times \text{massa jenis bahan} \\ &= 5.398.009,13 \text{ lb} \end{aligned}$$

$$\text{bhp} = \frac{N(4,75dw + 0,1925DW + 0,33W)}{100.000} \quad (\text{Persamaan 12-60 Perry 7th edition})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} \text{N} &= \text{Kecepatan putar} && (\text{rad/menit}) \\ \text{d} &= \text{Diameter luar Rotary Dryer} && (\text{ft}) \\ \text{w} &= \text{Berat bahan} && (\text{lb}) \\ \text{W} &= \text{Massa Rotary Dryer dan bahan} && (\text{lb}) \\ \text{D} &= \text{Diameter riding ring (d+2)} && (\text{ft}) \end{aligned}$$

$$\text{d} = 13,95 \text{ ft}$$

$$\text{D} = 15,95 \text{ ft}$$

$$\text{W} = 5.428.007,00 \text{ lb}$$

$$\text{bhp} = 6.869,72 \text{ bhp}$$

$$\text{karena 1 bhp} = 0,8 \text{ kW} \text{ maka,}$$

$$\text{Daya yang dibutuhkan} = 5.152,29 \text{ kW}$$

Perhitungan Kemiringan Rotary Dryer

$$X = \frac{25,7 \times F'}{S \times N^{0,9} \times D} \quad (\text{Halaman 928 Coulson})$$

Keterangan :

$$\begin{aligned} \text{D} &= \text{Diameter Rotary Dryer} && (\text{m}) \\ \text{S} &= \text{Kemiringan Dryer} && (\text{m/m length}) \\ \text{N} &= \text{Laju putar Dryer} && (\text{Hz}) \\ \text{F'} &= \text{Feed rate} && (\text{m}^3/\text{s.m}^2) \\ \text{X} &= \text{Hold up (0,1)} \end{aligned}$$

$$F' = \left(\frac{\text{rate campuran masuk}}{\text{massa jenis campuran}} \right) \times \frac{1}{\frac{1}{4} \times \pi \times D^2}$$

Massa campuran masuk = 3,78 kg/s
 Massa jenis campuran = 1.642,00 kg/m³

$$F' = 0,00016 \text{ (m}^3\text{/s.m}^2\text{)}$$

$$S = 0,00012$$

$$\text{Sudut kemiringan} = \tan^{-1} \times S = 2,74^\circ$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Mengeringkan <i>carbon black pellet</i> yang keluar dari <i>Pelletizer</i> (S-210)
Tipe	=	<i>Single shell dryer</i>
Cara air masuk	=	Injeksi melalui <i>spray nozzle</i>
Metode pemanasan	=	<i>Direct heating</i> dengan pola kontak <i>counter current</i>
Panas yang ditransfer	=	43.316.194,00 kJ/jam
Panjang <i>Dryer</i>	=	69,75 ft
Diameter <i>Dryer</i>	=	13,95 ft
Luas <i>Dryer</i>	=	15.274,88 ft ²
Kemiringan <i>Dryer</i>	=	2,74 °
Berat <i>Dryer</i>	=	5.398.009,13 lb
Power yang dibutuhkan	=	5.152,29 kW

18. Bag Filter III (H-221)

Fungsi : Menangkap *tail gas* dan *carbon black* yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-220)

Tipe : S-CP 96

Kondisi Operasi :

Tekanan operasi = 30,06 psia = 1,08 kg/cm² (g)

Suhu operasi = 85,00 °C

Waktu filtrasi = 36.142,46 jam

Bag filter area = 1,48 m²

Bag diameter = 0,30 m

Bags per cell = 78,00

Bag spacing = 0,02 m

Area per cell = 14,19 m²

Total cell area = 1.546,94 m²

Cara Kerja :

1. Aliran gas masuk mengenai *plate* dan terbagi menjadi beberapa aliran
2. Partikel yang berukuran besar akan langsung jatuh kebawah menuju Bin ketika mengenai *plate*
3. Partikel berukuran kecil akan terdeposit kedalam *bag - bag*
4. Debu yang terdeposit dalam bag akan mengalami guncangan oleh udara terkompresi

Desain Alat :

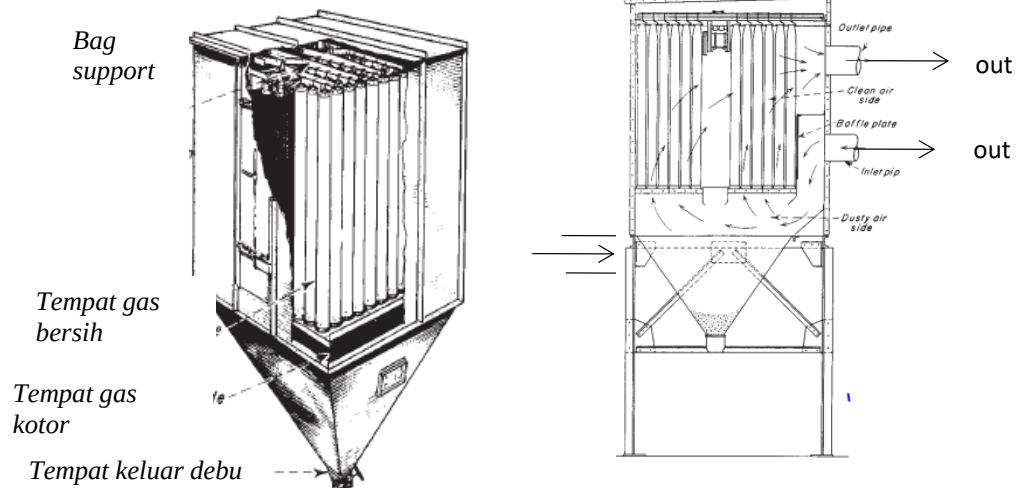
Bahan = Therm Nylon (NOMEX)

Spesifikasi bahan

Spesific gravity = 1,4

Heat resistant = 200 °C

Sizing =



Gambar C.15. Desain Alat *Bag Filter* III (H-221)

(Siko Engineering)

<i>Filter area</i>	=	273	(Siko Engineering)
<i>Bags capacity</i>	=	96	(Perry 7th ed., 17-43)
<i>Diameter bags</i>	=	0,2 m	(Perry 7th ed., 17-43)
<i>Panjang bags</i>	=	3,8 m	

Rate massa masuk	=	174.011,88 kg/jam	
Densitas	=	7,87 kg/m ³	
Rate volume	=	22.122,03 m ³ /jam	= 6,15 m ³ /s

Rate produk atas	=	173.591,04 kg/jam	
Densitas	=	1,05 kg/m ³	
Rate volume atas	=	164.697,38 m ³ /jam	= 45,75 m ³ /s

Rate produk bawah	=	420,84 kg/jam	
Densitas	=	1.642,00 kg/m ³	
Rate volume bawah	=	0,26 m ³ /jam	= 0,00007 m ³ /s

Perhitungan ukuran pipa masuk dan keluar menggunakan persamaan sebagai berikut:

Asumsi aliran turbulenta (Nre > 2100)

$$D_{i,opt} = 0,133 \times Q^{0,1} \times \rho^{0,2}$$

Keterangan :

$D_{i,opt}$ = Optimum inside diameter , m

Q = Fluid flowrate , m³/s

ρ = Densitas fluida, kg/m³

Ukuran pipa untuk aliran masuk

$$D_{i,opt} = 0,24 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,05 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran produk atas keluar

$$D_{i,opt} = 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,03 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran produk bawah keluar

$$D_{i,opt} = 0,22 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,04 \text{ m}^2$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Menangkap *tail gas* dan *carbon black* yang keluar dari *Rotary Dryer* (B-220)

Kapasitas = 22.122,03 m³/jam

Tipe = S-CP 96

Bahan = Nylon (NOMEX)

Diameter pipa masuk = 0,24 m

Diameter pipa atas = 0,20 m

Diameter pipa bawah = 0,22 m

Jumlah = 1,00 buah

19. Belt Conveyor I (J-222)

Fungsi : Mengangkut partikel *carbon black* dari *Rotary Dryer* (B-220) dan *Bag Filter* III (H-221) menuju *Bucket Elevator* (J-223)

Tipe : *Belt Conveyor*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	85,00 °C	
Tekanan operasi	=	30,06 psia	= 1,08 kg/cm ² (g)
Mass rate	=	14.027,78 kg/jam	= 30.925,97 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	5.042,34 m ³ /jam	= 178.068,35 ft ³ /jam

Desain Alat :

Faktor kelonggaran, f_k	=	30 %	(Table 21-7, Perry 7th Ed.)
Kapasitas	=	4.208,33 kg/jam	= 4,21 ton/jam
Berdasarkan (Table 21-5, Perry 7th Ed.) <i>Belt Conveyor</i> kapasitas < 32 ton/jam, diperoleh :			
Lebar <i>belt</i>	=	14 in	= 35 cm
Luas area	=	0,11 ft ²	= 0,01 m ²
Kecepatan <i>belt</i> normal	=	200 ft/menit	= 61 m/menit
Kecepatan <i>belt</i> maksimum	=	300 ft/menit	= 91 m/menit
<i>Belt plies</i> minimum	=	3	
Panjang	=	20 ft	
Kecepatan <i>belt</i>	=	100 ft/menit	= 30,5 m/menit
Daya motor yang digunakan	=	0,44 hp	

20. *Bucket Elevator* (J-223)

Fungsi : Mengangkut partikel *carbon black* dari *Rotary Dryer* (B-220) melalui *Belt Conveyor I* (J-222) menuju *Screener* (H-224)

Tipe : *Continuous bucket on chain*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	85,00 °C	
Tekanan operasi	=	30,06 psia	= 1,08 kg/cm ² (g)
Mass rate	=	14.027,78 kg/jam	= 30.925,97 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	5.042,34 m ³ /jam	= 178.068,35 ft ³ /jam

Desain Alat :

Berdasarkan *Table 20-21 Bucket-Elevator Specification for Centrifugal - Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets* (Perry 7th Ed., 20-42) diperoleh :

<i>Size of bucket</i>	=	8 x 5 x 5,5 (width x projection x depth)
<i>Elevator center</i>	=	25,00 ft
Kapasitas	=	27.000,00 kg
<i>Size of lumps handled</i>	=	1,00 in
<i>Kecepatan bucket</i>	=	225,00 ft/min
<i>hp required</i>	=	1,60 hp
<i>Additional hp</i>	=	0,04 hp/ft
<i>Bucket spacing</i>	=	14,00 in
<i>Lebar belt</i>	=	9,00 in

21. Screener (H-224)

Fungsi : Memisahkan partikel *carbon black* yang sudah memenuhi spesifikasi (*on spec*) dengan yang belum memenuhi spesifikasi (*off spec*)

Tipe : *Reciprocating flat screen*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	85,00 °C	
Tekanan operasi	=	14,7 psia	= 0 kg/cm ² (g)
Mass rate	=	14.027,78 kg/jam	= 30.925,97 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	5.042,34 m ³ /jam	= 178.068,47 ft ³ /jam

Desain Alat :

Berdasarkan *table 4-23 (Ulrich,223)* diperoleh :

Panjang	=	3 m
Diameter	=	0,75 m
Nominal/deck area	=	1 m ²
Bentuk	=	Tangki silinder horizontal yang dipasang dengan kemiringan tertentu, di dalamnya dipasang kain <i>screen</i> dengan bola karet terpental di bawahnya

Berdasarkan (*Perry 7th Ed, 19-21*) tentang *screening* pada solid - solid separation

Bahan kain screen	=	Poliurethane
Jenis gerakan	=	Getaran dari pentalan bola karet di bawah permukaan <i>screen</i>
Sudut inklinasi	=	5°
Kecepatan putar	=	500 rpm
Amplitudo vibrasi	=	1/10 in
Ukuran lubang	=	10 mesh

22. *Belt Conveyor II* (J-225)

Fungsi : Mengangkut partikel *carbon black* dari Screener (H-224) menuju *Air Cooler* (E-226)

Tipe : *Belt Conveyor*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	85,00 °C	
Tekanan operasi	=	14,70 psia	= 0,00 kg/cm ² (g)
<i>Mass rate</i>	=	12.625,00 kg/jam	= 27.833,37 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
<i>Volume rate</i>	=	4.538,10 m ³ /jam	= 160.261,62 ft ³ /jam

Desain Alat :

Faktor kelonggaran, f_k	=	30 %	(Table 21-7, Perry 7th Ed.)
Kapasitas	=	3.787,50 kg/jam	= 3,79 ton/jam
Berdasarkan (Table 21-5, Perry 7th Ed.) <i>Belt Conveyor</i> kapasitas < 32 ton/jam, diperoleh :			
Lebar <i>belt</i>	=	14 in	= 35 cm
Luas area	=	0,11 ft ²	= 0,01 m ²
Kecepatan <i>belt</i> normal	=	200 ft/menit	= 61 m/menit
Kecepatan <i>belt</i> maksimum	=	300 ft/menit	= 91 m/menit
<i>Belt plies</i> minimum	=	3	
Panjang	=	20 ft	
Kecepatan <i>belt</i>	=	100 ft/menit	= 30,5 m/menit
Daya motor yan digunakan	=	0,44 hp	

23. Air Cooler (E-226)

Fungsi : Mendinginkan partikel *carbon black* dari *Belt Conveyyor* II (J-225) menuju *Belt Conveyyor* III (J-227)

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	85,00 °C	
Tekanan operasi	=	14,70 psia	= 0,00 kg/cm ² G
Mass rate	=	12.625,00 kg/jam	= 27.833,37 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	4.538,10 m ³ /jam	= 160.261,62 ft ³ /jam

Desain Alat :

Suhu inlet <i>carbon black</i> (T1)	=	85 °C	= 185 °F
Suhu outlet <i>carbon black</i> (T2)	=	40 °C	= 104 °F
Suhu inlet udara (t1)	=	30 °C	= 86 °F
Suhu outlet udara (t2)	=	83 °C	= 182 °F

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}}$$

$$= 8,37 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U \text{ value} = 6 \text{ Btu/h.Ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Panas yang dipindahkan, } Q = 615.100,00 \text{ Btu/hr}$$

$$A_x = \frac{Q}{U \times \Delta T_{LMTD}}$$

$$= 12.248,11 \text{ ft}^2$$

$$FA \text{ (air cooler face area)} = \text{Fin tube data for 1-in OD tubes (5/8-in-high fins)}$$

$$APF = 6 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$AR = 21,4 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$\text{Tube pitch} = 2,4 \text{ in}$$

$$APSF = 169,6 \text{ (6 rows)}$$

Berdasarkan *Operating and Installation Instructions Air Heater / Air Cooler Desain (Al-Ko)* diperoleh :

Air Cooler Dimension :

Diameter <i>fan</i>	=	650 mm
Wind capacity	=	18.000,00 m ³ /hr
Blades	=	8 blades
Material <i>blades</i>	=	Abs
N	=	18 fan
Protection type	=	IP 54
Operating speed	=	900 rpm

Power Details	:	
<i>Air flow rate</i>	=	6.194,00 ACFM
<i>Pressure drop</i>	=	9,11 in H ₂ O
<i>Break power</i>	=	11,8 bhp
<i>Motor power</i>	=	12,46 bhp

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Mendinginkan partikel <i>carbon black</i> dari <i>Belt Conveyyor II</i> (J-225) menuju <i>Belt Conveyyor III</i> (J-227)
Kapasitas	=	4.538,10 m ³ /jam
Diameter <i>fan</i>	=	650 mm
<i>Blades</i>	=	8 blades
Material <i>blades</i>	=	Abs
N	=	18 fan
<i>Speed</i>	=	900 rpm
<i>Motor power</i>	=	12,46 bhp

24. Conveyor III (J-227)

Fungsi : Mengangkut partikel *carbon black* dari *Air Cooler* (E-226) menuju *Silo* (F-228)

Tipe : *Belt Conveyor*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	40,00 °C	
Tekanan operasi	=	14,70 psia	= 0,00 kg/cm ² (g)
Mass rate	=	12.625,00 kg/jam	= 27.833,37 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	4.538,10 m ³ /jam	= 160.261,62 ft ³ /jam

Desain Alat :

Faktor kelonggaran, f_k	=	30 %	(Table 21-7, Perry 7th Ed.)
Kapasitas	=	3.787,50 kg/jam	= 3,79 ton/jam
Berdasarkan (Table 21-5, Perry 7th Ed.) <i>Belt Conveyor</i> kapasitas <32 ton/jam, diperoleh :			
Lebar <i>belt</i>	=	14 in	= 35 cm
Luas area	=	0,11 ft ²	= 0,01 m ²
Kecepatan <i>belt</i> normal	=	200 ft/menit	= 61 m/menit
Kecepatan <i>belt</i> maksimum	=	300 ft/menit	= 91 m/menit
<i>Belt plies</i> minimum	=	3	
<i>Belt plies</i> maksimum	=	5	
Panjang	=	20 ft	
Kecepatan <i>belt</i>	=	100 ft/menit	= 30,5 m/menit
Daya motor yang digunakan	=	0,44 hp	

25. Silo (F-228)

Fungsi : Menampung *carbon black* yang berasal dari *Belt Conveyor III* (J-227) dalam waktu 15 hari

Kondisi Operasi :

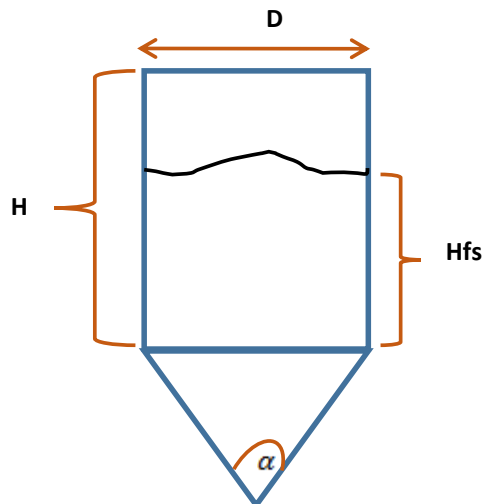
$$\begin{aligned}\text{Tekanan total} &= \text{Tekanan operasi} \\ &= 14,70 \text{ psia} = 0,00 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)} \\ \text{Tekanan desain} &= 1,10 \times \text{Tekanan total} \\ &= 16,17 \text{ psia} \\ \text{Temperatur} &= 40,00 \text{ }^\circ\text{C} = 104,00 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

Dimensi Tangki :

$$\text{Feed} = 12.625,00 \text{ kg/jam} = 27.833,37 \text{ lb/jam}$$

Desain Tangki :

$$\begin{aligned}\text{Waktu penyimpanan} &= 15,00 \text{ hari} \\ \text{Densitas feed} &= 1.642,00 \text{ kg/m}^3 = 102,46 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Volume feed} &= 2.767,97 \text{ m}^3 \\ \text{Safety factor} &= 0,20 \quad (\text{ASME, 1956}) \\ \text{Jumlah tangki} &= 3,00 \text{ unit} \\ \text{Volume total} &= 3.321,56 \text{ m}^3 = 117.299,77 \text{ ft}^3 \\ \text{Volume tiap tangki} &= 1.107,19 \text{ m}^3 = 39.099,92 \text{ ft}^3 \\ \text{Bahan material} &= \text{Carbon steel SA-212 grade B} \\ \text{Allowable stress} &= 17.500,00 \text{ psia} \\ \text{Faktor korosi} &= 0,13 \text{ in} \quad (\text{Brownell, 1959}) \\ \text{Jenis Pengelasan} &= \text{Double welded butt joint with thermally} \\ \text{E} &= 0,85\end{aligned}$$



Gambar C.16. Desain Silo (F-228)

Perbandingan tinggi silinder dan diameter silinder = H = 3D

$$V_{silo} = \left(\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H_{silo} \right) + \frac{\pi \times ID^3}{24 \times \tan \frac{\alpha}{2}} \quad (\text{Ulrich, 1984})$$

α = 30 derajat

$$39.099,92 = \left(\frac{\pi}{4} \times ID^2 \times 3ID \right) + \frac{\pi \times ID^3}{24 \times \tan 15}$$

$$ID = 12,49 \text{ ft} = 149,88 \text{ in}$$

Tebal Silinder

$$ts = \frac{P \times ID}{((2 \times f \times E) - (1,2 \times P))} + C \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$ts = 0,21 \text{ in}$$

$$\text{Standarisasi nilai ts} = 0,25 \text{ in}$$

$$OD = (2 \times ts) + ID$$

$$OD = 150,38 \text{ in}$$

$$OD \text{ standar} = 150 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi standar} = 3 \times OD \text{ standar}$$

$$= 450 \text{ in}$$

$$= 38 \text{ ft}$$

Tebal Tutup Atas

Tutup atas berbentuk plat datar dan ketebalannya sama dengan tebal silinder

$$ts = 0,25 \text{ in}$$

Tebal Tutup Bawah

Tutup bawah berbentuk conical

$$tb = \frac{P \times OD}{2 \times \cos \frac{\alpha}{2} \times ((2 \times f \times E) - (0,4 \times P))} + C \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

$$= 0,17 \text{ in}$$

$$tb \text{ standar} = 0,19 \text{ in}$$

Tinggi Tutup Bawah

$$hb = \frac{OD}{2 \times \tan \frac{\alpha}{2}} = 279,90 \text{ in} \quad (\text{Kusnarjo, 2010})$$

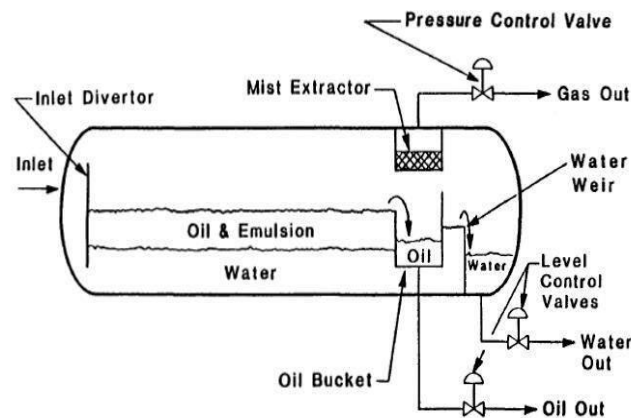
Spesifikasi Alat

Fungsi : = Menampung *carbon black* yang berasal dari Belt Conveyor III (J-227) dalam waktu 15 hari

Tipe	=	Tangki silinder vertikal dengan tutup bawah <i>conical</i> dan atas berbentuk datar
Kapasitas maksimum	=	7,69 m ³ /jam
Bahan material	=	<i>Carbon steel</i> SA-212 grade B
Bentuk tutup bawah	=	<i>Conical</i>
<i>Conical angle</i>	=	30°
Diameter dalam	=	149,88 in
Tinggi silinder	=	450,00 in
Tinggi tutup bawah	=	279,90 in
Tebal silinder	=	0,25 in
Tebal tutup bawah	=	0,19 in
Tipe pengelasan	=	<i>Double welded butt joint</i>

26. Three Phase Separator I (H-310)

Fungsi	: Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa		
Tipe	: <i>Three phase horizontal</i>		
Kondisi Operasi	:		
Suhu operasi	=	60,00 °C	
Tekanan operasi	=	41,15 psia	= 1,86 kg/cm ² (g)
Mass rate produk	=	189.367,44 kg/jam	= 417.483,81 lb/jam
Densitas produk	=	2,37 kg/m ³	= 0,15 lb/ft ³
Volume rate produk	=	79.901,87 m ³ /jam	= 2.821.706,73 ft ³ /jam
Desain Alat	:		
Bentuk	=	<i>Horizontal carbon steel</i>	



Gambar C.17. Desain *Three Phase Separator I* (H-310)

Rate massa masuk	=	189.367,44 kg/jam	
Densitas	=	2,37 kg/m ³	= 0,15 lb/ft ²
Rate volume	=	79.901,87 m ³ /jam	= 22,19 m ³ /s
Rate produk <i>Light Liquid</i>	=	2.548,90 kg/jam	
Densitas	=	723,60 kg/m ³	= 45,173 lb/ft ²
Rate volume atas	=	3,52 m ³ /jam	= 0,001 m ³ /s
Rate produk <i>Heavy Liquid</i>	=	87.466,32 kg/jam	
Densitas	=	1.004,00 kg/m ³	= 62,67767 lb/ft ²
Rate volume bawah	=	87,12 m ³ /jam	= 0,024 m ³ /s

(GPSA - Engineering Data Book, 12th Ed.)

Settling velocity of oil droplet	=	0,65 ft/s	
Reynolds number, Re	=	22	
Drag coefficient, Cd	=	$0,34 + \frac{3}{Re^{0,5}} + \frac{24}{Re}$	
			= 2,07

Normal liquid level due to oil and water , N_{LL}	=	50 %
Water retention time, t_w	=	10 menit
Oil retention time, t_o	=	15 menit
Maximum allowable vessel diameter, D_{max}	=	144 in
Minimum diameter water droplet settling, H_o/D	=	0,32

Berdasarkan data (GPSA - Engineering Data Book, 12th Ed.) diperoleh :

Diameter Separator, D	=	66 in
Effective length, $L_{(gas)}$	=	1,9 ft = 22,8 in
Seam to seam length, $L_{s(gas)}$	=	$L + \frac{D}{12}$
	=	7,4 in
Effective length, $L_{(liquid)}$	=	49,2 ft = 590,4 in
Seam to seam length, $L_{s(liquid)}$	=	$\frac{4 L}{3}$
	=	65,6 in
Slenderness ratio, SR	=	$L_{s(liquid)} / (D/12)$
	=	11,93

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa
Tipe	=	<i>Three phase horizontal</i>
Kapasitas	=	79.901,87 m ³ /jam =
Diameter Separator	=	66,00 in
Effective length, $L_{(gas)}$	=	22,80 in
Seam to seam length, $L_{s(gas)}$	=	7,40 in
Effective length, $L_{(liquid)}$	=	590,40 in
Seam to seam length, $L_{s(liquid)}$	=	65,60 in
Slenderness ratio, SR	=	11,93

27. Preheater Recovery (E-311)

Fungsi : Meningkatkan suhu air dan menurunkan suhu *tail gas*

Tipe : 1 - 2 Shell and Tube Heat Exchanger

Bahan : Carbon steel SA-129 A

Kondisi Operasi :

Hot Fluid (Tail Gas) - Tube Side :

$$T_1 = 200,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 392,00 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 60,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 140,00 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta P_T = 16,69 \text{ psia} = 0,14 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Cold Fluid (Water Process) - Shell Side :

$$t_1 = 56,10 \text{ }^{\circ}\text{C} = 132,98 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 117,80 \text{ }^{\circ}\text{C} = 244,04 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta P_S = 19,67 \text{ psia} = 0,35 \text{ kg/cm}^2 \text{ (g)}$$

Desain Heat Exchanger :

Shell Side

$$\text{Shell diameter} = 29,11 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter} = 15,25 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 31,50 \text{ in}$$

$$\text{Passes (n)} = 1$$

(D.Q. Kern, 1965)

Tube Side

$$\text{Number of tubes (NT)} = 151$$

$$\text{Length} = 44,78 \text{ ft}$$

$$\text{BWG} = 17$$

$$\text{Outside diameter} = 0,75 \text{ in}$$

$$\text{Inside diameter (ID)} = 0,63 \text{ in}$$

$$\text{Equiv. diameter (De)} = 0,95 \text{ in} = 0,08 \text{ ft}$$

(D.Q. Kern, 1965)

$$a'' = 0,20 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$a' = 0,31 \text{ in}^2$$

$$\text{Clearance (C')} = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{Pitch (PT)} = 1 \text{ in (triangular pitch)}$$

$$\text{Tube Passes} = 2$$

$$\text{Heat transfer area per s} = 649,28 \text{ ft}^2$$

$$\text{Tube length} = 19,69 \text{ ft}$$

Kapasitas :

$$\text{Water process (M)} = 101.092,57 \text{ kg/jam} = 222.870,70 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Tail gas (m)} = 189.367,44 \text{ kg/jam} = 417.483,25 \text{ lb/jam}$$

Penentuan ΔT_{LMTD} :

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} = 46,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2,27$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0,43$$

$$FT = \frac{\frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln(1 - S)}{1 - RS}}{(R - 1) \ln \left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)})} \right)}$$

$$\Delta T_{factor} (F_T) = 3,920$$

$$\Delta T_{LMTD} = 181,25 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Caloric Temperature :

$$\Delta T_c = 7,02 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_h = 147,96 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_c / \Delta T_h = 0,05 ; K_c = 0,2 ; F_c = 0,523 \text{ (D.Q. Kern, 1965)}$$

$$T_{C \text{ (Hot fluid)}} = 271,80 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Overall Heat Transfer Coefficient :

$$R_D = 0,001 \text{ (D.Q. Kern, 1965)}$$

$$Trial U_D = 49,00 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \text{ (D.Q. Kern, 1965)}$$

$$Heat (Q) = 294.000.000 \text{ kJ} = 278.658.227,40 \text{ Btu} \text{ (Aspen Hysys)}$$

$$A=Q/(UD \times \Delta T) = 31.375,88 \text{ ft}^2 = 4.518.126,42 \text{ in}^2$$

$$Nt=A/(a'' L) = 3569,14 = 151,00 \text{ (standarisasi)}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 1158,20 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Evaluasi Perpindahan Panas :

Water Process : Shell Side

$$aS=(ID \times C' \times B)/(n \times PT \times 144)= 0,03 \text{ ft}^2$$

$$GS=M/aS = 6.428.813,16 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,02 \text{ Cp}$$

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu} = 8.960.757,16$$

$$j_H = 8.000 \text{ (D.Q. Kern, 1965)}$$

$$k = 0,03174 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$c_p = 0,2646 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$h_o = j_H \times \frac{k}{De} \times \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \phi_s$$

$$= 208,33 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Tail Gas : Tube Side

$$aT=(Nt \times a')/(n \times 144) = 0,33 \text{ ft}^2$$

$$GT=m/aT = 1.267.929,04 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,03 \text{ Cp}$$

$$Ret = \frac{D \times Gt}{\mu} = 862.348$$

$$j_H = 1.000$$

$$cp = 0,12 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,00 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot (^\circ\text{F/ft})$$

$$hi = 96,70 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$hio = 81,74 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Clean Overall Coefficient :

$$Uc=(h_o \times hio)/(h_o+hio) = 58,71 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Dirt factor :

$$R_D = (U_c - U_D) / (U_c \times U_D) = -0,0162 \text{ hr.ft}^2.\text{°F/Btu} \quad (\text{Nilai } R_D \text{ memenuhi standar desain})$$

Evaluasi Pressure Drop :

Water Process : Shell Side			Tail Gas : Tube Side		
N_{Re}	=	8.960.757,16	N_{Re}	=	862.348,00
f	=	8,41E-08 ft^2/in^2 (D.Q. Kern, 1965)	f	=	0,0000182 ft^2/in^2 (D.Q. Kern, 1965)
s	=	0,08	s	=	0,06
Number of crosses	=	17,0623	$(\Delta P)_t$	=	$\frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_s \times \phi_s}$
$(\Delta P)_s$	=	$\frac{f \times G_s^2 \times D_s \times (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times s \times \phi_s}$		=	0,355
	=	0,22 psia	$\frac{v^2}{2g'}$	=	0,0014 (D.Q. Kern, 1965)
			$(\Delta P)_r = \frac{4n}{\frac{s \times v^2}{2 \times g'}}$	=	0,10 psia
			$(\Delta P)_T = (\Delta P)_t + (\Delta P)_r$	=	0,10 psia

28. Expander (G-312)

Fungsi : Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk gas keluaran dari *Three Phase Separator I* (H-310) menuju *Three Phase Separator II* (H-320)

Tipe : *Centrifugal*

Kondisi Operasi :

Suhu masuk	=	60,00 °C	
Suhu keluar	=	35,28 °C	
Tekanan masuk	=	41,15 psia	= 1,86 kg/cm ² (g)
Tekanan keluar	=	16,12 psia	= 0,10 kg/cm ² (g)
Mass rate	=	99.352,22 kg/jam	= 219.034,19 lb/jam
Densitas	=	2,78 kg/m ³	= 0,17 lb/ft ³
Volume rate	=	35.712,52 m ³ /jam	= 1.261.175,83 ft ³ /jam

Desain Alat :

Faktor keamanan, f	=	10 %	
Rasio specific heat, k	=	1,13	
Safety factor 10 %	=	(1+0,1) x volume rate	
	=	1.387.293,42 ft ³ /jam	
Laju alir volumetric	=	1.387.293,42 ft ³ /jam	
Efisiensi Expander	=	85 - 90 %	(Wallas, 65)
η	=	89 %	
Panas yang ditransfer	=	22.300.000,00 kJ/jam	
Power	=	η x Q	
	=	89 % x 22.300.000 kJ/jam	
	=	19.847.000,00 kJ/jam	
	=	7.402,93 hp	
Overall rasio, Rc	=	$\frac{\text{Tekanan suction}}{\text{Tekanan discharge}}$	
	=	$\frac{41,15 \text{ psia}}{16,12}$	
	=	2,55	

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Mengalirkan dan menurunkan tekanan produk gas keluaran dari <i>Three Phase Separator I</i> (H-310) menuju <i>Three Phase Separator II</i> (H-320)
Tipe	=	<i>Centrifugal</i>
Bahan konstruksi	=	<i>Carbon steel</i>
Panas yang ditransfer	=	22.300.000,00 kJ/jam
Power yang dibutuhkan	=	7402,93 hp

29. Pompa *Heavy Liquid* (L-313)

Fungsi : Mempompa air yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) untuk dipanaskan di *Preheater Recovery* (E-311) bersama dengan air dari *water process*

Tipe : *Centrifugal*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Suction Pressure (P_1) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 1,11 bar = 16,12 psia = 0,1 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 17,73 psia

= 2.332,80 psf

Discharge Pressure (P_2) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 2,98 bar = 43,14 psia = 2,00 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 47,45 psia

= 6.833,38 psf

Desain Alat :

Mass rate = 89.173,26 kg/jam = 196.591,37 lb/jam

Viskositas = 0,80 cP = 1,94 lb/ft.s

Densitas = 1004,00 kg/m³ = 62,68 lb/ft³

Flow rate = 3.136,55 ft³/jam = 0,87 ft³/s

Ws = 5,02 hp

Diameter optimum = 6,28 in

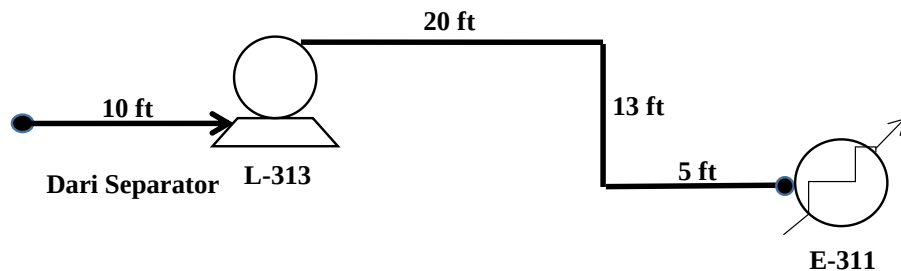
Diameter standar = IPS 3 in sch 40 (D.Q. Kern, 1965)

Outside diameter = 3,50 in = 0,29 ft (D.Q. Kern, 1965)

Inside diameter = 3,07 in = 0,26 ft (D.Q. Kern, 1965)

Flow area = 7,38 in² = 0,05 ft² (D.Q. Kern, 1965)

Kecepatan fluida = 17,00 ft/s = 5,18 m/s



Gambar C.18. Ilustrasi Skema Aliran Pompa (L-313)

Perhitungan Friksi :

A. Suction Pump

• Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan $A_2/A_1 = 0$ Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa

Aliran turbulen (α) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\alpha} = 79,48 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 15 ft

Reynold number = 506.760,76

Roughness (ϵ) = 0,000046 m

Inside diameter = 0,26 ft = 0,08 m

ϵ/D = 0,00059

Fanning factor = 0,0058 (Geankoplis 4th Ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 6,11 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Total friction loss = 85,59 ft.lb_f/lb_m

B. Discharge Pump

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 50 ft

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 20,38 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	2
Globe valve	Angle valve, wide open	2	1
Gate valve	Wide open	0,17	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 2 \times K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 6,74 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 8,98 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Gate valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,76 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Total friction loss = 36,86 ft.lb_f/lb_m

Friksi total pompa = 122,45 ft.lb_f/lb_m

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

z_1 = reference = 0 ft

z_2 = 10 ft

ρ_1 = ρ_2 = 48,77 lb/ft³

v_1 = 0 ft/s

Mechanical Energy Balance :

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

Aliran turbulen (α) = 1

$$-W_s = 4,49 + 10 + 92,27 + 122,45$$

$$-W_s = 229,22$$

$$W_s = -229,22 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi (η) = 75%

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = 273$$

$$\text{Horse power} = 27,09 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Mempompa air yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) untuk dipanaskan di *Preheater Recovery* (E-311) bersama dengan air dari *water process*

Tipe = *Centrifugal*

$$\text{Kapasitas} = 3.136,55 \text{ ft}^3/\text{jam} = 88,76 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 17,73 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan keluar} = 47,45 \text{ psia}$$

$$\text{Luas area} = 0,05 \text{ ft}^2 = 0,0048 \text{ m}^2$$

$$\text{Head} = 10,00 \text{ ft}$$

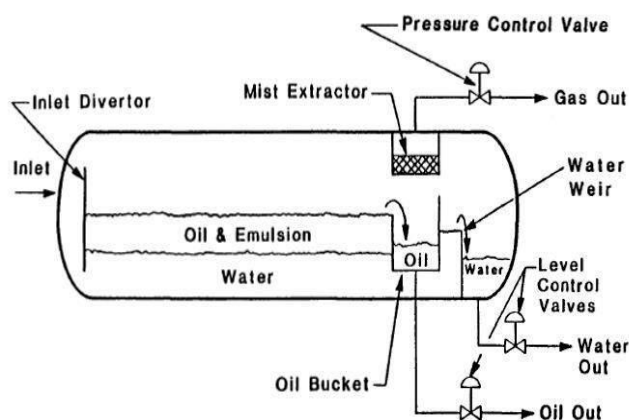
Bahan pipa = *Commercial steel*

Ukuran pipa = IPS 3 in sch 40

Power pompa = 27,09 hp

30. Three Phase Separator II (H-320)

Fungsi	: Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa		
Tipe	: <i>Three phase horizontal</i>		
Kondisi Operasi	:		
Suhu operasi	=	35,28 °C	
Tekanan operasi	=	16,12 psia	= 0,10 kg/cm ² (g)
Mass rate produk	=	99.352,22 kg/jam	= 219.034,19 lb/jam
Densitas produk	=	2,37 kg/m ³	= 0,15 lb/ft ³
Volume rate produk	=	41.920,77 m ³ /jam	= 1.480.417,27 ft ³ /jam
Desain Alat	:		
Bentuk	=	<i>Horizontal carbon steel</i>	



Gambar C.19. Desain *Three Phase Separator II* (H-320)

Rate massa masuk	=	99.352,22 kg/jam	
Densitas	=	2,37 kg/m ³	= 0,15 lb/ft ²
Rate volume	=	41.920,77 m ³ /jam	= 11,64 m ³ /s
Rate produk <i>Light Liquid</i>	=	1.516,56 kg/jam	
Densitas	=	723,60 kg/m ³	= 45,173 lb/ft ²
Rate volume atas	=	2,10 m ³ /jam	= 0,001 m ³ /s
Rate produk <i>Heavy Liquid</i>	=	1.706,94 kg/jam	
Densitas	=	1.004,00 kg/m ³	= 62,67767 lb/ft ²
Rate volume bawah	=	1,70 m ³ /jam	= 0,000 m ³ /s

(GPSA - Engineering Data Book, 12th Ed.)

Settling velocity of oil droplet	=	0,55 ft/s	
Reynolds number, Re	=	22	
Drag coefficient, Cd	=	$0,34 + \frac{3}{Re^{0,5}} + \frac{24}{Re}$	
			= 2,07

Normal liquid level due to oil and water , N_{LL}	=	50 %
Water retention time, t_w	=	10 menit
Oil retention time, t_o	=	15 menit
Maximum allowable vessel diameter, D_{max}	=	144 in
Minimum diameter water droplet settling, H_o/D	=	0,32

Berdasarkan data (GPSA - Engineering Data Book, 12th Ed.) diperoleh :

Diameter Separator, D	=	36 in
Effective length, $L_{(gas)}$	=	3,4 ft = 40,8 in
Seam to seam length, $L_{s(gas)}$	= $L + \frac{D}{12}$	
	=	6,4 in
Effective length, $L_{(liquid)}$	=	165,4 ft = 1.984,80 in
Seam to seam length, $L_{s(liquid)}$	= $\frac{4 L}{3}$	
	=	220,5 in
Slenderness ratio, SR	= $L_{s(liquid)} / (D/12)$	
	=	73,5

Spesifikasi Alat :

Fungsi	=	Memisahkan campuran menjadi tiga komponen, yaitu gas, <i>heavy liquid</i> yang berupa air, dan <i>light liquid</i> yang berupa
Tipe	=	<i>Three phase horizontal</i>
Kapasitas	=	41.920,77 m ³ /jam
Diameter Separator	=	36,00 in
Effective length, $L_{(gas)}$	=	40,80 in
Seam to seam length, $L_{s(gas)}$	=	6,40 in
Effective length, $L_{(liquid)}$	=	1.984,80 in
Seam to seam length, $L_{s(liquid)}$	=	220,50 in
Slenderness ratio, SR	=	73,50

31. Flare (Q-321)

Fungsi : Membakar *tail gas* yang keluar sebagai hasil samping *Reaktor Furnace* (R-110), *Bag Filter* II (H-214), dan *Bag Filter* III (H-221)

Tipe : *Mechanically fired industrial*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi	=	730,24 °C	
Tekanan operasi	=	16,12 psia	= 0,1 kg/cm ² G
Mass rate tail gas	=	198.577,14 kg/jam	= 437.787,73 lb/jam
Densitas tail gas	=	1,60 kg/m ³	= 0,10 lb/ft ³
Volume rate	=	124.033,19 m ³ /jam	= 4.380.191,60 ft ³ /jam
Mass rate udara	=	197.221,29 kg/jam	= 434.798,59 lb/jam
Densitas udara	=	2,37 kg/m ³	= 0,15 lb/ft ³
Volume udara	=	83.180,64 m ³ /jam	= 2.937.497,00 ft ³ /jam

Desain Alat :

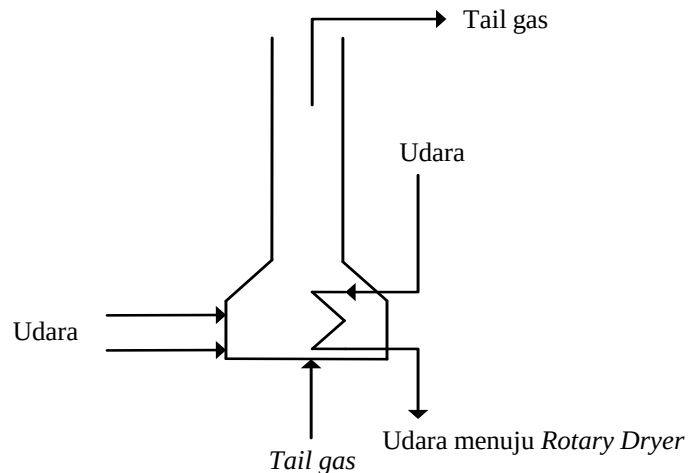
Udara yang digunakan (m.ud) = 197.221,29 kg/jam

Volumetric flow rate (qt) adalah penjumlahan antara udara yang dibakar dan *process gas stream* yang masuk pada suhu operasi *Flare*

qt = qc + qp (Perry 7th Ed, 25-41)

qt = 207.213,83 m³/jam

Residence time (s) = 0,7 -1 detik (Perry 7th Ed, Tabel 25-28)



Gambar C.20. Desain *Flare* (Q-321)

Rate tail gas masuk	=	198.577,14 kg/jam	
Densitas	=	1,60 kg/m ³	
Rate volume	=	124.033,19 m ³ /jam	= 34,45 m ³ /s

Rate produk atas	=	395.798,41 kg/jam	
Densitas	=	0,67 kg/m ³	
Rate volume	=	588.810,49 m ³ /jam	= 163,558 m ³ /s

Rate udara masuk	=	197.221,29 kg/jam	
Densitas	=	2,37 kg/m ³	
Rate volume udara	=	83.180,64 m ³ /jam	= 23,106 m ³ /s

Perhitungan ukuran pipa masuk dan keluar sebagai berikut :

Asumsi aliran turbulen (Nre < 2.100)

$$D_{i,opt} = 0,133 \times Q^{0,10} \times \rho^{0,20} \quad (\text{Timmerhaus 4th Ed., 1991})$$

Ukuran pipa untuk aliran udara masuk

$$D_{i,opt} = 0,22 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,04 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran produk atas keluar

$$D_{i,opt} = 0,20 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,03 \text{ m}^2$$

Ukuran pipa untuk aliran tail gas masuk

$$D_{i,opt} = 0,21 \text{ m}$$

$$\text{Luas area} = 0,03 \text{ m}^2$$

Keterangan :

$$D_{i,opt} = \text{Optimum inside diameter, m}$$

$$Q = \text{Fluid flowrate, m}^3/\text{s}$$

$$\rho = \text{Densitas fluida, kg/m}^3$$

Berdasarkan (Wallas, 1999) diperoleh ukuran *Flare* sebagai berikut :

Tinggi (H)	=	82,00 ft
------------	---	----------

Diameter dalam	=	3,22 ft
----------------	---	---------

(Base increasing)

Diameter dalam	=	4,92 ft
----------------	---	---------

(at top)

32. Pompa *Light Liquid* (L-322)

Fungsi : Mempompa *decant oil* yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) menuju *Decant Oil Storage* (F-111)

Tipe : *Centrifugal*

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C = 86 °F

Suction Pressure (P_1) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 1,11 bar = 16,12 psia = 0,1 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 17,73 psia

= 2.332,80 psf

Discharge Pressure (P_2) :

Tekanan total = Tekanan operasi

= 2,98 bar = 43,14 psia = 2,00 kg/cm² (g)

Tekanan desain = 1,10 x Tekanan total

= 47,45 psia

= 6.833,38 psf

Desain Alat :

Mass rate = 4.065,46 kg/jam = 8.962,71 lb/jam

Viskositas = 0,79 cP = 1,92 lb/ft.s

Densitas = 723,60 kg/m³ = 45,17 lb/ft³

Flow rate = 198,41 ft³/jam = 0,06 ft³/s

Ws = 5,02 hp

Diameter optimum = 1,74 in

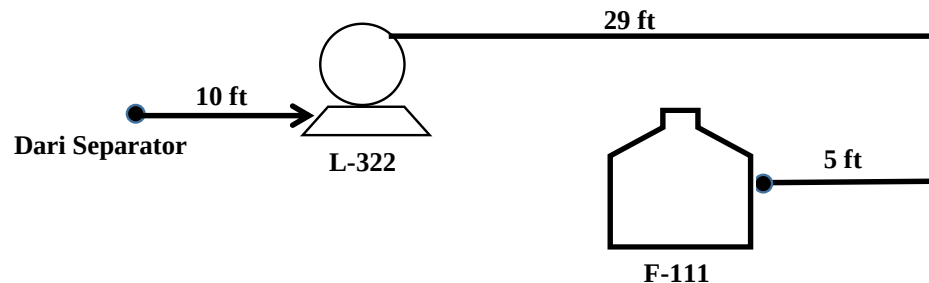
Diameter standar = IPS 3 in sch 40 (D.Q. Kern, 1965)

Outside diameter = 3,50 in = 0,29 ft (D.Q. Kern, 1965)

Inside diameter = 3,07 in = 0,26 ft (D.Q. Kern, 1965)

Flow area = 7,38 in² = 0,05 ft² (D.Q. Kern, 1965)

Kecepatan fluida = 1,08 ft/s = 0,33 m/s



Gambar C.21. Ilustrasi Skema Aliran Pompa (L-322)

Perhitungan Friksi :

A. Suction Pump

• Friksi karena kontraksi tangki menuju pipa

Perbandingan $A_2/A_1 = 0$ Karena luas tangki sangat besar dibandingkan pipa

Aliran turbulen (α) = 1

$$\text{Friction loss} = 0.55 \times \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \times \frac{v_2^2}{2\alpha} = 0,32 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 15 ft

Reynold number = 23.354,57

Roughness (ϵ) = 0,000046 m

Inside diameter = 0,26 ft = 0,08 m

ϵ/D = 0,00059

Fanning factor = 0,0058 (Geankoplis 4th Ed., 2003)

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 0,02 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Total friction loss = 0,34 ft.lb_f/lb_m

B. Discharge Pump

• Friksi karena pipa lurus

Panjang pipa = 50 ft

$$\text{Friction loss} = 4 \times f \times \frac{\Delta L}{D} \times \frac{v^2}{2gc} = 0,08 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

• Friksi karena fitting dan valve

Jenis fitting dan valve		K_f	Jumlah
Elbow 90° standar		0,75	2
Globe valve	Angle valve, wide open	2	1
Gate valve	Wide open	0,17	1

$$\text{Elbow } (h_f) = 2 \times K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,03 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Globe valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,04 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

$$\text{Gate valve } (h_f) = K_f \times \frac{v_1^2}{2gc} = 0,00 \text{ ft.lb}_f/\text{lb}_m$$

Total friction loss = 0,15 ft.lb_f/lb_m

Friksi total pompa = 0,49 ft.lb_f/lb_m

Perhitungan Daya Pompa :

Diambil titik 1 dan titik 2 :

z_1 = reference = 0 ft

z_2 = 10 ft

ρ_1 = ρ_2 = 48,77 lb/ft³

v_1 = 0 ft/s

Mechanical Energy Balance :

$$-W_s = \frac{1}{2\alpha} (v_{2av}^2 - v_{1av}^2) + g(z_2 - z_1) + \frac{P_2 - P_1}{\rho} + \sum F$$

Aliran turbulen (α) = 1

$$-W_s = 0,02 + 10 + 92,27 + 0,49$$

$$-W_s = 102,78$$

$$W_s = -102,78 \text{ ft.lbf/lb}_m$$

Efisiensi (η) = 75%

$$W_p = -\frac{W_s}{\eta}$$

$$W_p = 122$$

$$\text{Horse power} = 0,55 \text{ hp}$$

Spesifikasi Alat :

Fungsi = Mempompa *decant oil* yang keluar dari alat *Three Phase Separator* I (H-310) dan *Three Phase Separator* II (H-320) menuju *Decant Oil Storage* (F-111)

Tipe = *Centrifugal*

$$\text{Kapasitas} = 198,41 \text{ ft}^3/\text{jam} = 5,61 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Tekanan masuk} = 17,73 \text{ psia}$$

$$\text{Tekanan keluar} = 47,45 \text{ psia}$$

$$\text{Luas area} = 0,05 \text{ ft}^2 = 0,0048 \text{ m}^2$$

$$\text{Head} = 10,00 \text{ ft}$$

Bahan pipa = *Commercial Steel*

Ukuran pipa = IPS 3 in sch 40

Power pompa = 0,55 hp

33. Filter Udara II (H-323)

Fungsi : Menyaring udara yang masuk dari debu dan kotoran lainnya sebelum masuk *Blower* Udara II (G-324)

Tipe : *Filter medium viscous*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 30 °C

Tekanan operasi = 14,70 psia = 0 kg/cm² (g)

Mass rate = 165.396,59 kg/jam = 364.637,13 lb/jam

Densitas = 1,16 kg/m³ = 0,07 lb/ft³

Volume rate = 142.583,27 m³/jam = 5.035.281,47 ft³/jam

Desain Alat :

Jenis filter yang dipilih adalah *High Efficiency Air Cleaning* (HEPA)

Bentuk = *Fiber glass* yang berdiameter besar dan tersusun atas lembaran dan memiliki organik binder untuk menahan *fiber* dan memberikan *tensile strengt* lebih

Face dimension = 24 x 24 in²

Depth gasket = 11,50 in

Kapasitas = 1.000 ft³/min

Efisiensi = 99,97 - 100 %

Arrestance = 100%

- Menghitung kapasitas desain

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Desain} &= \frac{1.000 \text{ ft}^3/\text{min}}{24 \times 24 \text{ in}^2} \\ &= \frac{1.000 \text{ ft}^3/\text{min}}{576 \text{ in}^2} \times \frac{144 \text{ in}^2}{1 \text{ ft}^2} \\ &= 250 \text{ ft}^3/\text{min}\end{aligned}$$

Sehingga, dengan rate volumetrik udara, 3.799.731 ft³/jam

Maka, dibutuhkan luas filter :

$$\begin{aligned}\text{Luas Filter} &= \frac{\text{Rate Volumetrik}}{\text{Kapasitas Desain}} \\ &= \frac{3.799.731 \frac{\text{ft}^3}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ min}}}{250 \text{ ft}^3/\text{min}} \\ &= 335,69 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

$$-ws = \frac{\gamma}{\gamma - 1} \frac{RT_1}{M} \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{(\gamma-1)/\gamma} - 1 \right]$$

$$\begin{aligned} -Ws &= 72,27 \text{ kJ/kg} \\ &= 11.953.754,67 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\text{brake kW} = \frac{-Ws \cdot m}{\eta \cdot 1000}$$

$$\begin{aligned} \text{brake kW} &= 3.366,34 \text{ kW} \\ &= 4.514,12 \text{ hp} \end{aligned}$$

Spesifikasi Alat

	:	
Fungsi	=	Menaikkan tekanan udara kering menuju <i>Flare</i> (Q-321)
Tipe	=	<i>Centrifugal</i>
Kapasitas	=	142.583,27 m ³ /jam
Tekanan masuk	=	14,7 psia
Tekanan keluar	=	30,91 psia
<i>Power Blower</i>	=	4.514,12 hp

35. *Pneumatic System*

Fungsi : Mengalirkan partikel *carbon black* dari *Micropulverizer* (C-212) menuju *Cyclone* (H-213) dengan menggunakan aliran udara

Tipe : *Pneumatic pressure*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 124,4 °C

Tekanan operasi = 30,91 psia = 1,14 kg/cm² (g)

Desain Alat :

Bahan material = *Carbon steel*

Sistem operasi = Kontinu

Massa produk = 16.709,90 kg/jam = 36.838,64 lb/jam

Densitas produk = 1.642,00 kg/m³

Volum produk = 10,18 m³/jam

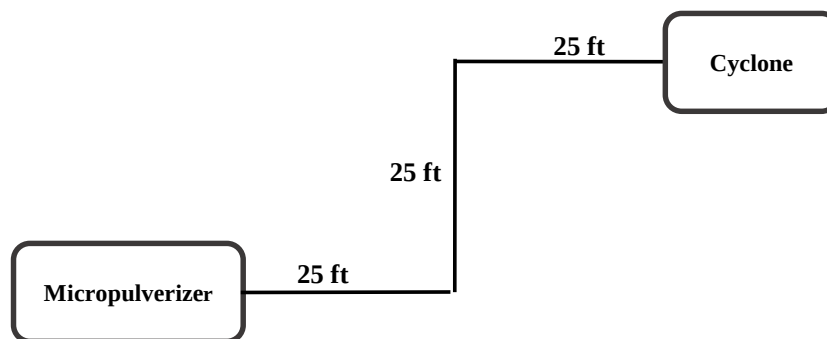
Bulk density = 1.285,00 kg/m³

Berdasarkan *Table 21-21 (Perry 7th Ed, 21-20)* diperoleh data sebagai berikut :

Kapasitas = 50.000,00 lb/jam

Diameter *Conveyor* = 6,00 in

Power required = 125,00 hp



Gambar C.23. Desain *Pneumatic Conveyor*

- Mencari *rate* udara untuk mengalirkan *carbon black*
Berdasarkan *Jean-Baptiste Donnet (1993)*, kecepatan udara yang dibutuhkan untuk mengalirkan *carbon black*

- Menurut *Nomograph 1*, apabila diameter *Conveyor* = 6 in

$$\text{velocity} = 4.986,87 \text{ ft/min}$$

$$\text{Maka, laju volumetrik udara yang dibutuhkan} = 1.000,00 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{diketahui, densitas udara} = 1,02066 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{- Rate udara yang dibutuhkan} &= \frac{1.000 \text{ ft}^3}{\text{min}} \times \frac{1,02066 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \\ &= 1.020,66 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

- = 27.777,78 kg/jam
- Menurut Nomograph 2, dapat dicari *solid ratio* :
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - system capacity* = 14.327,29 kg/jam
 - maka didapatkan *solid ratio* = 7
- Menurut Nomograph 3, dapat dicari *design factor* dari *pneumatic system*
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - pipe diameter* = 6 in
 - maka didapatkan *design factor* = 35
- Menurut Nomograph 4, dapat dicari *design factor* dari *pneumatic system*
 - *design factor* = 35
 - maka didapatkan *equivalent length of system* = 76,2 m
 - system pressure loss* = 103 kPa
- Menurut Nomograph 5, dapat dicari *power* dari *pneumatic system*
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - system pressure loss* = 103 kPa
 - maka didapatkan *power* = 95 hp

Spesifikasi Peralatan	:	
Fungsi	=	Membawa partikel <i>carbon black</i> dari <i>Micropulverizer</i> (C-212) menuju <i>Cyclone</i> (H-213) dengan menggunakan aliran udara
Tipe	=	<i>Pneumatic pressure</i>
Kapasitas	=	50.000 lb/jam
Diameter Conveyor	=	6,00 in
<i>Power required</i>	=	95,00 hp
<i>Rate</i> udara	=	27.778 kg/jam
<i>Solid ratio</i>	=	7,00
<i>Design factor</i>	=	35,00
<i>System pressure loss</i>	=	103,00 kPa

36. Pneumatic System

Fungsi : Mengalirkan partikel *carbon black* dari *Screener* (H-224) menuju *Micropulverizer* (H-212) dengan menggunakan aliran udara

Tipe : *Pneumatic pressure*

Kondisi Operasi :

Suhu operasi = 152,83 °C

Tekanan operasi = 30,63 psia = 1,12 kg/cm² (g)

Desain Alat :

Bahan material = *Carbon steel*

Sistem operasi = Kontinu

Massa produk = 1.402,78 kg/jam = 3.092,56 lb/jam

Densitas produk = 1.642,00 kg/m³

Volum produk = 0,85 m³/jam

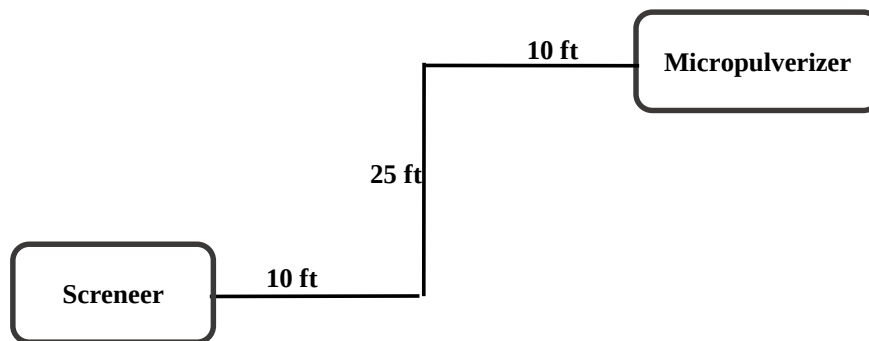
Bulk density = 1.285,00 kg/m³

Berdasarkan *table 21-21 (Perry 7th Ed, 21-20)* diperoleh data sebagai berikut :

Kapasitas = 50.000,00 lb/jam

Diameter conveyor = 6,00 in

Power required = 125,00 hp



Gambar C.24. Desain *Pneumatic Conveyor*

- Mencari *rate* udara untuk mengalirkan *carbon black*
Berdasarkan *Jean-Baptiste Donnet (1993)*, kecepatan udara yang dibutuhkan untuk mengalirkan *carbon black*

- Menurut Nomograph 1, apabila diameter *Conveyor* = 6 in

$$\text{velocity} = 4.986,87 \text{ ft/min}$$

$$\text{Maka, laju volumetrik udara yang dibutuhkan} = 1.000,00 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$\text{diketahui, densitas udara} = 0,103 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{- Rate udara yang dibutuhkan} &= \frac{1.000 \text{ ft}^3}{\text{min}} \times \frac{0,103 \text{ lb}}{\text{ft}^3} \\ &= 103,14 \text{ lb/min} \end{aligned}$$

- = 2.807,12 kg/jam
- Menurut Nomograph 2, dapat dicari *solid ratio* :
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - system capacity* = 14.327,29 kg/jam
 - maka didapatkan *solid ratio* = 7
- Menurut Nomograph 3, dapat dicari *design factor* dari *pneumatic system*
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - pipe diameter* = 6 in
 - maka didapatkan *design factor* = 35
- Menurut Nomograph 4, dapat dicari *design factor* dari *pneumatic system*
 - *design factor* = 35
 - maka didapatkan *equivalent length of system* = 76,2 m
 - system pressure loss* = 103 kPa
- Menurut Nomograph 5, dapat dicari *power* dari *pneumatic system*
 - Berdasarkan, air volume = 1.000 ft³/min
 - system pressure loss* = 103 kPa
 - maka didapatkan *power* = 95 hp

Spesifikasi Peralatan :

Fungsi	= Membawa partikel <i>carbon black</i> dari <i>Screener</i> (H-224) menuju <i>Micropulverizer</i> (C-212) dengan menggunakan aliran udara
Tipe	= <i>Pneumatic pressure</i>
Kapasitas	= 50.000 lb/jam
Diameter Conveyor	= 6,00 in
<i>Power required</i>	= 95,00 hp
<i>Rate udara</i>	= 2.807,12 kg/jam
<i>Solid ratio</i>	= 7,00
<i>Design factor</i>	= 35,00
<i>System pressure loss</i>	= 103,00 kPa

APPENDIKS D

PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI

D.1. Harga Peralatan

Harga Peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Chemical Engineering Plant Cost index (CEPCI)*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun X}} \times \text{Harga tahun X}$$

Harga alat berdasarkan kapasitas :

$$\text{Harga alat cap. B} = \left(\frac{\text{capac. Equip B}}{\text{capac. Equip A}} \right)^{0,6} \times \text{Harga alat cap. A}$$

Perhitungan pada analisa ekonomi ini berdasarkan :

- Tahun pendirian pabrik (awal konstruksi) : 2019
- Tahun pabrik selesai didirikan : 2022

Tabel D.1. *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)*

Tahun	Annual Index
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

Sumber : Chemical Engineering Magazine

Dengan metode *Least Square* (Petters & Timmerhaus, hal.760), dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2017. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu

$$y = a + b (x - \bar{x})$$

Keterangan :

$$a = \bar{y}, \text{ nilai rata-rata } y$$

$$b = \frac{\sum (\bar{x} - x)(\bar{y} - y)}{\sum (\bar{x} - x)^2}, \text{ slope garis } \textit{least square}$$

Penaksiran indeks harga dengan *Least Square*

Data	x	y	x ²	y ²	xy
1	2001	394,3	4.004.001	155.472	788.994
2	2002	395,6	4.008.004	156.499	791.991
3	2003	402	4.012.009	161.604	805.206
4	2004	444,2	4.016.016	197.314	890.177
5	2005	468,2	4.020.025	219.211	938.741
6	2006	499,6	4.024.036	249.600	1.002.198
7	2007	525,4	4.028.049	276.045	1.054.478
8	2008	575,4	4.032.064	331.085	1.155.403
9	2009	521,9	4.036.081	272.380	1.048.497
10	2010	550,8	4.040.100	303.381	1.107.108
11	2011	585,7	4.044.121	343.044	1.177.843
12	2012	584,6	4.048.144	341.757	1.176.215
13	2013	567,3	4.052.169	321.829	1.141.975
14	2014	576,1	4.056.196	331.891	1.160.265
15	2015	556,8	4.060.225	310.026	1.121.952
Total	30.120	7.647,90	60.481.240	3.971.140	15.361.043

$$\Sigma x = 30.120$$

$$n = 15$$

$$x' = \frac{\Sigma x}{n} = \frac{30.120}{15} = 2.008$$

Persamaan 17.21, Timmerhaus 4th ed. :

$$\Sigma x^2 = 60.481.240,00$$

$$\begin{aligned} \Sigma (x' - x)^2 &= \Sigma x^2 - \frac{(\Sigma x)^2}{n} \\ &= 60.481.240,00 - \left(\frac{30.120,00}{15,00} \right)^2 = 280,00 \end{aligned}$$

$$\Sigma y = 7.647,90$$

$$y' = \frac{\Sigma y}{n} = \frac{7.647,90}{15,00} = 509,86$$

$$\Sigma y^2 = 3.971.139,85$$

$$\begin{aligned} \Sigma (y' - y)^2 &= \Sigma y^2 - \frac{(\Sigma y)^2}{n} \\ &= 3.971.139,85 - \left(\frac{7.647,90}{15,00} \right)^2 = 71.781,56 \end{aligned}$$

Persamaan 17.20, Timmerhaus 4th ed. :

$$\Sigma xy = 15.361.043$$

$$\begin{aligned} \Sigma (x' - x)(y' - y) &= \Sigma xy - \frac{\Sigma x \Sigma y}{n} \\ &= 15.361.043,20 - \frac{30.120,00 \times 7.647,90}{15,00} \\ &= 4.060,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Nilai : } a &= y' = 509,86 \\
 b &= \frac{\sum (x' - \bar{x})(y' - \bar{y})}{\sum (x' - \bar{x})^2} \\
 &= \frac{4.060,00}{280,00} = 14,50
 \end{aligned}$$

Berdasarkan nilai a dan b tersebut, diperoleh persamaan :

$$\begin{aligned}
 y &= a + b (\bar{x} - x) \\
 y &= 510 + 14,5 (x - 2008) \\
 \text{Untuk } x &= 2019, \text{ maka } y = 669,36 \\
 \text{Untuk } x &= 2022, \text{ maka } y = 712,86
 \end{aligned}$$

dimana x adalah tahun dan y adalah index harga

Jadi, *cost index* pada tahun 2019 = 669,36

Pada tahun 2014, *cost index* = 576,10

Harga USD terhadap Rupiah (diakses : 23 Desember) 1 USD = Rp 13.554,00

D.1.1. Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga peralatan proses pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari [http:// www.matche.com](http://www.matche.com) yang memberikan harga dari Gulf Coast USA, data yang diperoleh dari <http://www.matche.com> merupakan data tahun 2014

contoh perhitungan :

1. Reaktor

Tipe = *Restrictor Ring*

Bahan = *Stainless steel*

Jumlah = 1 buah

Harga tahun 2014 = \$ 15.801.215,00 (*Matche*)

$$\begin{aligned}
 \text{Harga tahun 2019} &= \frac{\text{index tahun 2019}}{\text{index tahun 2014}} \times \text{Harga tahun 2014} \\
 &= \frac{669,4}{576} \times \$ 15.801.215,00
 \end{aligned}$$

$$= \$ 18.359.141,25$$

Cost Total (2019) = \$ 18.359.141,25 x Jumlah alat

$$= \$ 18.359.141,25$$

Semua harga peralatan didapat dari sumber www.matche.com (Tahun 2014) yang memberikan harga FOB dari Gulf Coast USA

Untuk harga alat secara lengkap, tertera pada tabel berikut ini :

Tabel D.2. Harga Peralatan pada Pabrik *Carbon Black*

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga (US\$/unit)	Harga total
				2014	(US\$,thn 2019)
1	R-110	Reaktor	1	15.801.215	18.359.141,25
2	F-111	<i>Decant Oil Storage</i>	1	817.100	949.373,47
3	L-112	<i>Pompa Decant Oil</i>	1	11.400	13.245,45
4	E-113	<i>Preheater Decant Oil</i>	1	21.500	24.980,45
5	H-114	<i>Filter Udara I</i>	1	59.500	69.131,96
6	G-115	<i>Compressor Udara</i>	1	123.700	143.724,76
7	E-116	<i>Preheater Udara</i>	1	34.900	40.549,67
8	P-117	<i>Quench Tower</i>	1	1.089.200	1.265.521,46

9	L-118	Pompa Water Process	1	14.400	16.731,10
10	G-119	Blower Udara I	1	50.800	59.023,59
11	S-210	Pelletizer	1	135.000	156.854
12	H-211	Bag Filter I	1	228.398	265.371
13	C-212	Micropulverizer	1	98.100	113.981
14	H-213	Cyclone	1	8.497	9.873
15	H-214	Bag Filter II	1	16.798	19.517
16	F-215	Bin	1	24.900	28.931
17	B-220	Rotary Dryer	1	147.300	171.145
18	H-221	Bag Filter III	1	43.600	50.658
19	J-222	Belt Conveyor I	1	7.600	8.830
20	J-223	Bucket Elevator	1	12.300	14.291
21	H-224	Screener	1	18.900	21.960
22	J-225	Belt Conveyor II	1	7.600	8.830
23	E-226	Air Cooler	1	112.400	130.595
24	J-227	Belt Conveyor III	1	7.600	8.830
25	F-228	Silo	3	113.300	394.924
26	H-310	Three Phase Separator I	1	150.000	174.282
27	E-311	Condensor	1	34.900	40.550
28	G-312	Expander	1	158.800	184.507
29	L-313	Pompa Heavy Liquid	1	6.300	7.320
30	H-320	Three Phase Separator II	1	158.800	184.507
31	Q-321	Flare	1	706.500	820.869
32	L-322	Pompa Light Liquid	1	6.300	7.320
33	G-323	Filter Udara II	1	59.500	69.132
34	G-324	Blower Udara II	1	257.000	298.604
35		Pneumatic System I	1	130.900	152.090
36		Pneumatic System II	1	126.900	147.443
Total			38		24.432.636,89

Harga Peralatan Utilitas

Peralatan Utilitas meliputi :

1. Steam
2. Listrik
3. Bahan Bakar

Harga peralatan utilitas diperkirakan 55% dari Harga peralatan

(Tabel 6.1 Coulson & Richadson)

Harga peralatan utilitas pada tahun 2019 = \$ 13.437.950,29

Harga Peralatan pada tahun 2019 = \$ 24.432.636,89

Total harga peralatan pada tahun 2019 : \$ **37.870.587**

(\$ 1 = Rp 13.387,00) **Rp 513.297.938.724**

D.2. Gaji Karyawan

Biaya untuk keperluan gaji karyawan selama satu bulan, dapat diperkirakan

Tabel D.3. Daftar Gaji Karyawan Perusahaan

No.	Jabatan	Gaji / bulan	Jumlah	Jumlah
		(USD)	Karyawan	(USD)
1.	Direktur Utama	6.000,0	1	\$ 6.000,00

2.	Komisaris	5.000,0	3	\$	15.000,00
3	Dewan direksi	2.700,0	6	\$	16.200,00
4	Sekretaris Direktur	900,0	6	\$	5.400,00
5	Kepala Bagian	1.150,0	11	\$	12.650,00
6	Kepala Seksi	1.000,0	7	\$	7.000,00
7	Karyawan				
	a.Lulusan S-1	570,0	15	\$	8.550,00
	b.Lulusan D-3	320,0	36	\$	11.520,00
	c.Lulusan SMK	250,0	50	\$	12.500,00
8	Dokter	700,0	5	\$	3.500,00
9	Perawat	320,0	10	\$	3.200,00
10	Sekuriti	260,0	20	\$	5.200,00
11	Cleaning service, dll	230,0	20	\$	4.600,00
Total			190	\$	111.320,00

Biaya untuk gaji karyawan selama sebulan = \$ 111.320,00

Biaya untuk keperluan gaji selama setahun = \$ 1.335.840,00

Rp 18.105.975.360,0

D.3. Harga Bahan dan Penjualan Produk

D.3.1. Perhitungan Biaya Bahan Baku

Tabel D.4. Biaya Bahan Baku

No.	Bahan baku	Kebutuhan/Tahun		Harga		Total /Tahun
				USD		USD
1	Decant Oil	152.142,84	ton	138,18	/ton	21.023.097,63
2	Gas Alam	780.840,50	MMBtu	22,70	/MMBtu	17.725.079,35
Total						38.748.176,98

Biaya penyediaan bahan baku = \$ 38.748.176,98

= **Rp525.192.790.803**

D.3.2. Perhitungan Hasil Penjualan Produk

Tabel D.5. Hasil Penjualan Produk

No.	Produk	Produksi/Tahun		Harga/Tahun		Total harga/Tahun
				USD		USD
1	Carbon Black	90.000	ton	2.000,00	/ton	180.000.000
Total						180.000.000

Total pendapatan kotor/tahun = 2.439.720.000.000,00

= \$ 180.000.000

D.4. Analisis Ekonomi

Analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang telah direncanakan layak untuk didirikan atau tidak. Untuk itu, perlu dilakukan evaluasi atau penilaian investasi, dengan mempertimbangkan hal-hal berikut ini :

1. Laju pengembalian modal (*Internal Rate of Return* , IRR)
2. Waktu pengembalian modal minimum (*Minimum Pay Out Period* , MPP)
3. Titik impas (*Break Event Point* , BEP)

Sebelum dilakukan analisa terhadap ketiga faktor diatas perlu dilakukan peninjauan terhadap beberapa hal sebagai berikut :

1. Penaksiran modal (*Total Capital Investment* , TCI) yang meliputi :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment* , FCI)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment* , WCI)
2. Penentuan biaya produksi (*Total Production Cost* , TPC) yang terdiri :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya Plant Overhead (*Plant overhead cost*)
 - c. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
3. Biaya Total
 Untuk mengetahui besarnya titik impas (*BEP*) perlu dilakukan penaksiran terhadap
 - a. Biaya tetap
 - b. Biaya semi variabel
 - c. Biaya variabel

D.4.1. Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment* , TCI)

D.4.1.1. Modal Tetap

No	Deskripsi	% E	Biaya (USD)	% FCI
1	<i>Engineering and Supervision</i>	2%	\$ 757.411,74	1%
2	<i>Purchased Equipment</i>	100%	\$ 37.870.587,19	54%
3	Instalasi dan pengecatan	6%	\$ 2.272.235,23	3%
4	Instrumentasi dan kontrol	8%	\$ 3.029.646,97	4%
5	Perpipaan dan isolasi	27%	\$ 10.225.058,54	15%
6	Sistem kelistrikan	9%	\$ 3.408.352,85	5%
7	Fasilitas pelayanan dan <i>Yard</i>	5%	\$ 1.893.529,36	3%
8	Bangunan	5%	\$ 1.893.529,36	3%
9	Tanah	12%	\$ 4.544.470,46	6%
10	Biaya konstruksi	8%	\$ 3.029.646,97	4%
11	Kontraktor	1%	\$ 226.208,57	0%
12	Biaya tak terduga	3%	\$ 1.136.117,62	2%
Fixed Capital Investment			USD 70.286.795	

D.4.1.2. Modal Kerja (*Working Capital Investment* , WCI)

$$WCI = 10\% \text{ TCI}$$

$$TCI = FCI + WCI$$

$$TCI = \$70.286.794,86 + 10\% \text{ TCI}$$

$$90\% \text{ TCI} = \$ 70.286.794,86$$

$$\text{TCI} = \$ 78.096.438,74 = \text{IDR } 1.058.519.130.652$$

$$\text{WCI} = \$ 7.809.643,87 = \text{IDR } 105.851.913.065$$

Jadi :

$$\text{Modal tetap (FCI)} \quad \$ 70.286.794,86$$

$$\text{Modal kerja (WCI)} \quad \$ 7.809.643,87 +$$

$$\text{Total investasi (TCI)} \quad \$ 78.096.438,74$$

Modal investasi terbagi atas :

- | | | | | | |
|---|----------------------------|---------|---|----|---------------|
| 1 | Modal sendiri (equity) | 20% TCI | = | \$ | 15.619.287,75 |
| 2 | Modal pinjaman bank (loan) | 80% TCI | = | \$ | 62.477.150,99 |

D.4.2. Penentuan Biaya Produksi

A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost* , DPC)

- | | | |
|----|------------|--------------|
| 1. | Bahan baku | \$38.748.177 |
|----|------------|--------------|

2. Tenaga kerja				\$1.335.840
3. Biaya supervisi	20%	L		\$267.168
4. Utilitas	40%	TPC		0,4 TPC
5. Perawatan dan perbaikan	4%	FCI		\$2.811.472
6. <i>Operating supplies</i>	10%	M		\$281.147
7. Laboratorium	10%	L		\$133.584
8. Paten dan royalti	1%	TPC		0,01 TPC +
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)				\$43.577.388 + 0,41 TPC

B. Biaya Tetap (*Fixed Charges , FC*)

1. Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	\$	7.028.679,49
2. Pajak	2%	FCI	\$	1.405.735,90
3. Asuransi	0,6%	FCI	\$	421.720,77 +
Total Biaya Tetap (FC)			\$	8.856.136,15

C. Biaya Plant Overhead (*Plant Overhead Cost*)

Plant Overhead Cost (POC)	10%	TPC		
Manufacturing Cost (MC)	=	DPC + FC + POC		
	=	USD 52.433.524	+	0,51 TPC

D. Biaya Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

1. Biaya administrasi	3%	TPC		
2. Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC		
3. Biaya R & D	5%	TPC		+
Total Pengeluaran Umum (GE)	13%	TPC		+

*Depresiasi dihitung berdasar straight line method dengan menganggap salvage value peralatan 10 % dari harga awal menghitung TPC

DPC	=	\$	43.577.387,96	+	0,41	TPC
FC	=	\$	8.856.136,15			
POC	=				0,1	TPC
GE	=				0,13	TPC +
TPC	=	\$	52.433.524,11	+	0,64	TPC
TPC(1-0,34)	=	\$	52.433.524,11			
TPC	=	\$	52.433.524,11			
		\$	0,36			
TPC	=	\$	145.648.678,08	=	Rp	1.974.122.182.669

Jadi, rincian secara lengkap biaya produksi di atas menjadi :

A. Biaya Produksi Langsung (*Direct Production Cost , DPC*)

1. Bahan baku			\$	38.748.176,98
2. Tenaga kerja			\$	1.335.840,00
3. Biaya supervisi	20%	L	\$	267.168,00
4. Utilitas	40%	TPC	\$	58.259.471,23
5. Perawatan dan perbaikan	4%	FCI	\$	2.811.471,79
6. <i>Operating supplies</i>	10%	M	\$	281.147,18
7. Laboratorium	10%	L	\$	133.584,00
8. Paten dan royalti	1%	TPC	\$	1.456.486,78 +
Total Biaya Produksi Langsung (DPC)			\$	103.293.345,97

B. Biaya Tetap (Fixed Charges , FC)

1. Depresiasi (peralatan,bangunan)*	10%	FCI	\$	7.028.679,49
2. Pajak	2%	FCI	\$	1.405.735,90
3. Asuransi	0,6%	FCI	\$	421.720,77 +
Total Biaya Tetap (FC)			\$	8.856.136,15

C. Biaya Plant Overhead (Plant Overhead Cost)

Plant Overhead Cost (POC)	10%	TPC	
POC	=	\$	14.564.867,81
Total Biaya Pembuatan (MC)	=	DPC + FC + POC	
MC	=	\$	126.714.349,93

D. Biaya Pengeluaran Umum (General Expenses)

1. Biaya administrasi	3%	TPC	\$	4.369.460,34
2. Biaya distribusi dan penjualan	5%	TPC	\$	7.282.433,90
3. Biaya R & D	5%	TPC	\$	7.282.433,90 +
General Expenses			\$	18.934.328,15

D.4.3. Analisis Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode discounted cash flow yaitu cash flow yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun anggapan yang dipakai sebagai berikut :

- Modal
 - Modal sendiri = 20%
 - Modal pinjaman = 80%
- Suku bunga bank = 9,75% per tahun
- Laju inflasi = 3,53% per tahun
- Masa konstruksi 2 tahun
 - Tahun pertama menggunakan 10% modal pinjaman dan 90% modal sendiri
 - Tahun kedua menggunakan sisa modal pinjaman dan modal sendiri
- Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi dilakukan secara diskrit dengan cara sebagai berikut :
 - Pada awal masa konstruksi (tahun pertama (1)) dilakukan pembayaran sebesar
 - Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua (2)) dibayarkan sisa modal pinjaman
- Pengembalian pinjaman dalam waktu 5 tahun, sebesar = 20% pertahun
- Umur peralatan pabrik diperkirakan selama 10 tahun dg depresiasi sebesar = 10%
 - = 10% per tahun
- Pajak pendapatan = 30%

Pajak pendapatan (UU. 36, tahun 2008)

D.4.3.1. Perhitungan Biaya Total Produksi

Biaya produksi tanpa depresiasi	=	TPC	-	Depresiasi
	=	\$		138.619.998,59
	=	Rp		1.878.855.460.911

D.4.3.2. Investasi

Investasi total pabrik tergantung pada masa konstruksi. Investasi yang berasal dari modal sendiri

akan habis pada tahun pertama konstruksi. Nilai modal sendiri tidak akan oleh inflasi dan bunga bank. Sehingga modal sendiri pada masa akhir masa konstruksi tetap terpengaruh

Untuk modal pinjaman dari bank total pinjaman pada akhir masa konstruksi adalah :

Tabel D.6. Modal Pinjaman Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal Pinjaman			
		Jumlah (\$)	Bunga	9,75%	Jumlah (\$)
-2	10%	6.247.715,10		0,00	6.247.715
-1	90%	56.229.435,89		609.152,22	56.838.588
0				6.150.914,56	6.150.915
Modal pinjaman akhir masa konstruksi					69.237.218

Tabel D.7. Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

Masa Konstruksi	%	Modal sendiri			
		Jumlah (\$)	Inflasi	3,53%	Jumlah (\$)
-2	50%	7.809.643,87		0,00	7.809.644
-1	50%	7.809.643,87		275.680,43	8.085.324
0				561.092,38	561.092
Modal sendiri akhir masa konstruksi					16.456.061

Total investasi pada akhir masa konstruksi = Modal sendiri + Modal pinjaman
= \$ 85.693.278,33
= Rp 1.161.486.694.465

Perhitungan Harga Penjualan

Dari appendiks D, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan :

hasil penjualan produk : \$ 180.000.000,00 per tahun

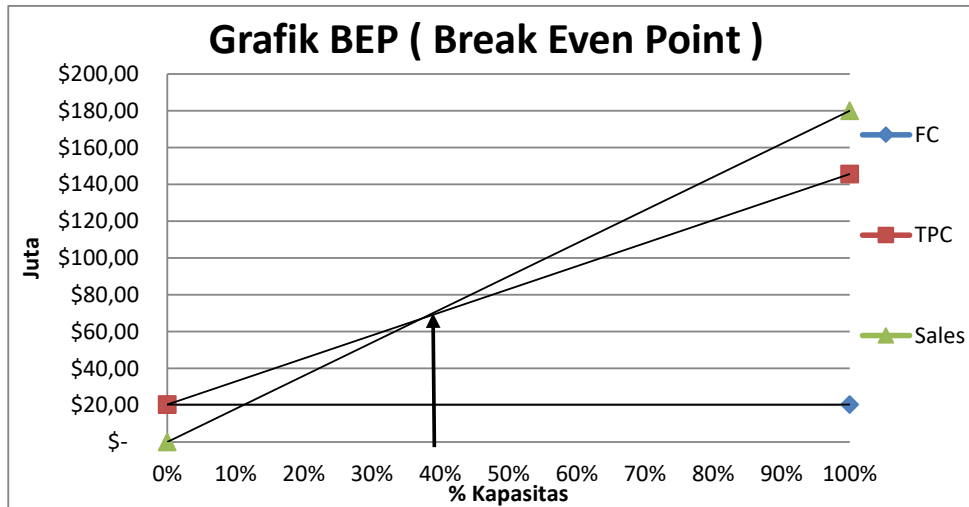
D.5. Analisa Titik Impas (*Break Even Point*, BEP)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana harga produksi sama dengan harga produksi

Tabel D.8. Biaya FC, VC, SVC dan S

No	Keterangan	Jumlah
1.	Biaya Tetap (FC)	\$ 8.856.136,15
2.	Biaya Variabel (VC)	
	Royalti	\$ 1.456.486,78
	Bahan baku	\$ 38.748.176,98
	Utilitas	\$ 58.259.471,23
		\$ 98.464.134,99
3.	Biaya Semivariabel (SVC)	
	- Gaji karyawan	\$ 1.335.840,00
	- Biaya supervisi	\$ 267.168,00
	- Pemeliharaan & perbaikan	\$ 2.811.471,79
	- <i>Operating supplies</i>	\$ 281.147,18
	- Laboratorium	\$ 133.584,00
	- Pengeluaran umum	\$ 18.934.328,15
	- <i>Plant overhead cost</i>	\$ 14.564.867,81
		\$ 38.328.406,93
4.	Total Penjualan (S)	\$ 180.000.000,00

Kapasitas	0%	100%
Biaya tetap	\$ 20.354.658,23	\$ 20.354.658,23
Pengeluaran total	\$ 20.354.658,23	\$ 145.648.678,08
Penjualan Total	\$ -	\$ 180.000.000,00



Terlihat Pada Grafik di atas bahwa BEP = 37,21% kapasitas produk

$$\begin{aligned}
 \text{Laba Bersih} &= \text{Net Cash Flow saat pinjaman lunas} \\
 &= 34.351.321,92 \\
 \text{BEP} &= \frac{\text{FC} + (0,3 \times \text{SVC})}{\text{S} - (0,7 \times \text{SVC}) - \text{VC}} \times 100\% \\
 &= 37,21 \%
 \end{aligned}$$

D.6. Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time , POT)

Untuk menghitung waktu pengembalian modal, maka dihitung akumulasi modal sebagai berikut :

Tabel D.9. Cumulative Cash Flow

Tahun ke-n	Cummulative Cash Flow (USD)
0	
1	-60.579.375,82
2	434.136,22
3	64.243.248,48
4	130.931.593,50
5	193.155.166,43
6	250.348.241,53
7	301.911.247,62
8	347.209.083,65
9	385.569.357,30
10	416.280.543,69

Berdasarkan tabel di atas, untuk investasi = \$ 78.096.438,74
 Dengan cara interpolasi linier antara tahun ke = 3 dan 4
 Maka diperoleh waktu pengembalian modal = 3,21 tahun

D.7. Perhitungan *Internal Rate of Return* (IRR)

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} = \text{total modal akhir masa konstruksi}$$

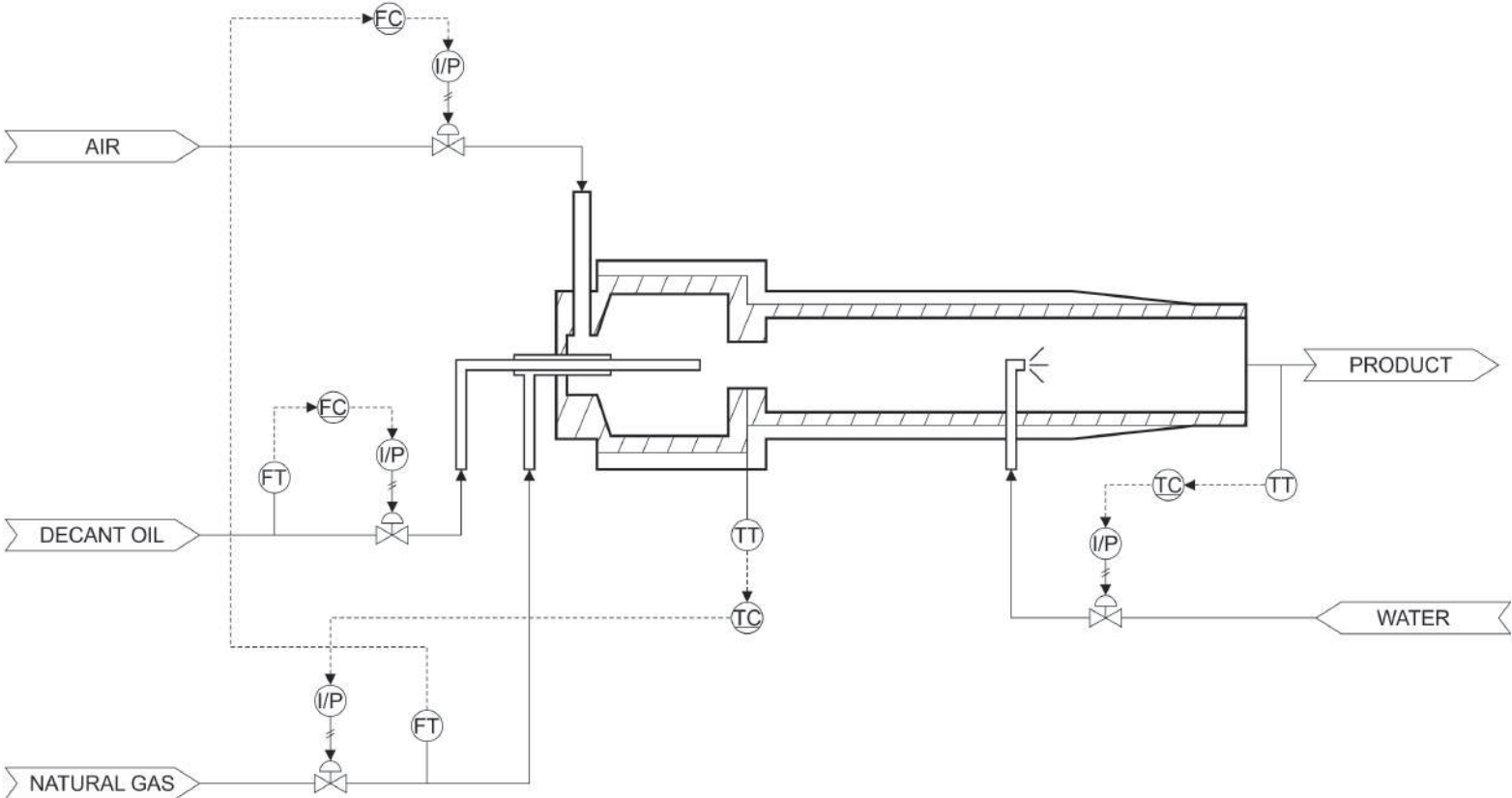
Dimana : n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke-n

Dari perhitungan diperoleh nilai i sebesar 57,03%

[illegible]

P&ID REAKTOR (R-110)



Lokasi Alat Instrumentasi	
☐	Instrumen di Lapangan
☐	Instrumen di Ruang Control
Nama Alat	
☐ FT	Flow Transmitter
☐ TT	Temperature Transmitter
☐ FC	Flow Controller
☐ TC	Temperature Controller
☐ I/P	Current to Pressure Transducer
☐	Control Valve
Jenis Aliran	
☐	Aliran Material Inlet
☐	Aliran Material Outlet
☐	Aliran Material
☐	Electrical Signal
☐	Pneumatic Signal
Digambar Oleh :	
1. Pabika Salsabila Witri	02211745000009
2. Vivin Sulistyaningrum Yudha S	02211745000014
Diperiksa Oleh :	
1. Dr. Widiyastuti, S.T., M.T.	19750306 200212 2 002
2. Prof. Dr. Ir. Heru Setyawan, M.Eng.	19670203 199102 1 001
Piping and Instrument Diagrams :	
TUGAS PRA DESAIN PABRIK KIMIA CARBON BLACK DARI DECANT OIL	
	DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER SURABAYA 2019

Tabel Financial Projection Pabrik Carbon Black

No	DESKRIPSI	Tahun ke											TOTAL	
		unit	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
1.	Capacity			100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	100%	
	Pre-Commisioning Period		Bulan 1-24											
	Periode Operasi	bulan		12	12	12	12	12	12	12	12	12	12	
	Hari Operasi	hari		330	300	300	300	300	300	300	300	300	300	
2.	Capacity Feed													
	Decant Oil	ton/tahun		152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	152.143	
	Natural Gas	MMBtu/tahun		780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	780.041	
3.	Capacity Product													
	Produk Carbon Black	ton/tahun		90.000	90.000	90.000	90.000	83.077	76.154	69.231	62.308	55.385	48.462	
4.	Harga Feed													
	Harga Decant Oil	USD/ton		138,18	143,06	148,11	153,34	158,75	164,35	170,15	176,16	182,38	188,82	
	Harga Natural Gas	USD/MMBtu		22,69	23,49	24,32	25,18	26,07	26,99	27,94	28,93	29,95	31,00	
5.	Harga Produk													
	Harga Carbon Black	USD/ton		2.000,00	2.070,60	2.143,69	2.219,36	2.297,71	2.378,82	2.462,79	2.549,73	2.639,73	2.732,91	
6.	Pendapatan													
	Penjualan Carbon Black	USD		180.000.000,00	186.354.000,00	192.932.296,20	199.742.806,26	190.886.517,52	181.156.077,29	170.500.806,20	158.867.536,19	146.200.497,97	132.441.203,61	
	TOTAL PENDAPATAN			180.000.000,00	186.354.000,00	192.932.296,20	199.742.806,26	190.886.517,52	181.156.077,29	170.500.806,20	158.867.536,19	146.200.497,97	132.441.203,61	1.739.081.741,25
7.	Pengeluaran													
	Maintanance dan Perbaikan	USD		2.811.472	2.910.716,75	3.013.465,05	3.119.840,37	3.229.970,73	3.343.988,70	3.462.031,50	3.584.241,21	3.710.764,93	3.841.754,93	
	Biaya Operating Supplies	USD		281.147	291.071,67	301.346,51	311.984,04	322.997	334.398,87	346.203,15	358.424,12	371.076,49	384.175,49	
	Biaya Tenaga Kerja	USD		1.335.840	1.382.995,15	1.431.814,88	1.482.357,95	1.534.685	1.588.859,57	1.644.946,31	1.703.012,92	1.763.129,27	1.825.367,74	
	Biaya Supervisi	USD		267.168	276.599,03	286.362,98	296.471,59	306.937	317.771,91	328.989,26	340.602,58	352.625,85	365.073,55	
	Biaya Bahan Baku	USD		38.748.177	40.115.987,63	41.532.081,99	42.998.164,49	39.223.918	35.316.440	31.271.029	27.082.815	22.746.756	18.257.635	
	Biaya Laboratorium	USD		133.584	138.299,52	143.181,49	148.235,79	153.469	158.885,96	164.494,63	170.301,29	176.312,93	182.536,77	
	Utilitas	USD		58.259.471	60.316.030,57	62.445.186,44	64.649.501,53	66.931.629	69.294.315,43	71.740.404,77	74.272.841,05	76.894.672,34	79.609.054,28	
	Biaya Pengeluaran Umum	USD		18.934.328	19.602.709,93	20.294.685,59	21.011.088,00	21.752.779	22.520.652,52	23.315.631,55	24.138.673,34	24.990.768,51	25.872.942,64	
	Royalti	USD		1.456.487	1.507.900,76	1.561.129,66	1.616.237,54	1.673.291	1.732.357,89	1.793.510,12	1.856.821,03	1.922.366,81	1.990.226,36	
	Biaya Tetap	USD		8.856.136	9.168.757,76	9.492.414,91	9.827.497,15	10.174.408	10.533.564,40	10.905.399,22	11.290.359,82	11.688.909,52	12.101.528,02	
	Plant Overhead Cost	USD		14.564.868	15.079.007,64	15.611.296,61	16.162.375,38	16.732.907	17.323.578,86	17.935.101,19	18.568.210,26	19.223.668,09	19.902.263,57	
	TOTAL PENGELUARAN	USD		145.648.678	90.474.046	93.667.780	96.974.252	95.105.362	93.170.499	91.167.336	89.093.461	86.946.378	84.723.504	966.971.296
8.	KEUNTUNGAN OPERASI	USD		34.351.322	95.879.954	99.264.517	102.768.554	95.781.156	87.985.578	79.333.470	69.774.075	59.254.119	47.717.700	772.110.445
9.	Depresiasi (10 tahun S/L)	USD		7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	70.286.790,00
10.	Total Interest Expense													
	Total Loan	USD	(62.477.150,99)	(56.229.436)	(49.981.721)	(43.734.006)	(37.486.291)	(31.238.575)	(24.990.860)	(18.743.145)	(12.495.430)	(6.247.715)	-	
	Loan Payment	USD		(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	(6.247.715)	
	Bunga Pinjaman	USD		(6.091.522)	(5.482.370)	(4.873.218)	(4.264.066)	(3.654.913)	(3.045.761)	(2.436.609)	(1.827.457)	(1.218.304)	(609.152)	
	Total Repayment	USD		(12.339.237)	(11.730.085)	(11.120.933)	(10.511.781)	(9.902.628)	(9.293.476)	(8.684.324)	(8.075.172)	(7.466.020)	(6.856.867)	(95.980.523,21)
	Pre-tax Income	USD		14.983.406	77.121.190	81.114.905	85.228.094	78.849.848	71.663.423	63.620.467	54.670.224	44.759.421	33.832.153	605.843.132
	Pajak Pendapatan	USD		4.495.022	23.136.357	24.334.471	25.568.428	23.654.955	21.499.027	19.086.140	16.401.067	13.427.826	10.149.646	
	Net Income	USD		10.488.384	53.984.833	56.780.433	59.659.666	55.194.894	50.164.396	44.534.327	38.269.157	31.331.595	23.682.507	424.090.192
11.	Net Cash Flow													
	Modal Kerja	USD		7.809.644										
	Investasi (CAPEX)	USD		70.286.795										
	Investasi Total	USD		(78.096.439)										
	Net Income	USD		10.488.384	53.984.833	56.780.433	59.659.666	55.194.894	50.164.396	44.534.327	38.269.157	31.331.595	23.682.507	
	Depresiasi	USD		7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	7.028.679	
	Total Cash Flow		(78.096.439)	17.517.063	61.013.512	63.809.112	66.688.345	62.223.573	57.193.075	51.563.006	45.297.836	38.360.274	30.711.186	
	Akumulasi		(78.096.439)	(60.579.376)	434.136	64.243.248	130.931.593	193.155.166	250.348.242	301.911.248	347.209.084	385.569.357	416.280.544	
12	NPV disc. Factor	USD		207.602.734										
13	IRR investasi	57,03%												
14	Payback Period (thn)	3,21	tahun											

No	PARAMETER	NILAI	UNIT
1	Investasi Total	78.096.439	USD
2	Pajak Pendapatan	30%	/tahun
3	Depresiasi	10%	/tahun(s/L)
4	Faktor NPV	10%	/tahun (S/L)
5	Project Construction	24	bulan
6	Inflasi	3,53%	/tahun

STRUKTUR FINANSIAL	PERSENTASE (%)	NILAI	UNIT
Equity	20%	15.619.288	USD
Loan	80%	62.477.151	USD
Total	100%	78.096.439	USD
Suku Bunga	9,75%		USD
O & M	3,1		USD/ MMBtu