

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 Lapangan Sumur A PT. X

Lapangan sumur A merupakan lapangan produksi minyak dan gas PT. X terletak di Kota Prabumulih berada pada formasi Talang akar dan Baturaja yang telah mendapatkan penemuan cadangan minyak dan gas pada tahun 2022. Total kedalaman sumur produksi pada 7.269 feet (ft), terbagi menjadi empat (4) zona potensial pada rentang kedalaman 6.194 feet s.d 6.472 feet. Zona 1 dan Zona 2 sumur A menjadi prioritas produksi dengan potensi produksi minyak sebesar 5.451 BOPD dan Gas sebesar 3.782 MMSCFD. Pengembangan fasilitas produksi sumur A menjadi prioritas demi menunjang penambahan produksi dan memaksimalkan pemanfaatan fasilitas produksi yang berada di lapangan sumur B dengan jarak 1,64 Km.

Pengembangan fasilitas produksi Sumur A akan dilakukan dengan 2 tahap komersialisasi dan perancangan, pada tahap pertama produksi minyak sumur A akan dikirimkan menggunakan *trucking* dengan produksi awal sebesar 2.000 BOPD dan produksi gas akan di flaring dengan volume sebesar 2 MMSCFD. Pada tahap kedua akan dilakukan pembangunan jalur pipa (*pipeline*) dengan perkiraan diameter 4 inch, selanjutnya produksi minyak akan disesuaikan menjadi 5.000 BOPD yang akan dialirkan ke Oil Metering Station PT.X. Berikut ini adalah lokasi Sumur A dan Sumur B:



Gambar 2.1 Layout Lokasi Sumur A dan Sumur B

## 2.2 Gas Alam

Gas alam adalah istilah umum yang diterapkan pada campuran dan turunan hidrokarbon gas dan turunan hidrokarbon cair bertitik didih rendah (biasanya hingga dan termasuk turunan hidrokarbon seperti n-oktana,  $\text{CH}_3(\text{CH}_2)_6\text{CH}_3$ , titik didih  $125.1\text{-}126.1^\circ\text{C}$ ,  $257.1\text{-}258.9^\circ\text{F}$ ) (Speight, 2018). Pemrosesan gas alam melibatkan penghilangan kotoran (seperti gas asam), air dan hidrokarbon, serta fraksinasi gas alam menjadi berbagai komponennya. Gas yang telah diproses kemudian dijual dengan spesifikasi tekanan dan nilai kalor tertentu (Mokhatab dkk, 2015). Komposisi gas alam (yang mempengaruhi berat jenis aliran gas), terutama dari gas yang terkait (yaitu gas yang terjadi dalam reservoir minyak mentah) yang sering mengandung sejumlah besar turunan hidrokarbon yang mendidih (hingga dan termasuk turunan oktan,  $\text{C}_8\text{H}_{18}$ ), dapat bervariasi secara signifikan karena produk yang mengalir keluar dari sumur dapat berubah dengan variabilitas dari kondisi produksi serta perubahan tekanan saat gas dikeluarkan dari reservoir (Speight, 2018). Jika aliran gas merupakan gabungan yang berasal dari banyak sumber, mungkin terdapat jumlah yang besar dalam komposisi gas dan pengotor saat sumur baru mulai beroperasi atau saat sumur atau fasilitas produksi lainnya yang tidak beroperasi untuk pemeliharaan. Tantangan utama dari operasi pengolahan gas alam adalah untuk menghilangkan gas asam dan senyawa sulfur dari aliran gas ke tingkat serendah mungkin yang konsisten dengan peraturan emisi yang berlaku. Sejumlah metode yang tersedia untuk menghilangkan gas asam dari aliran gas tetapi prosesnya yang digunakan untuk menghilangkan hidrogen sulfida dan karbon dioksida dari gas tidak efektif untuk menghilangkan turunan merkaptan, turunan disulfida dan karbonil sulfida (COS) (Speight, 2018). Berikut ini adalah beberapa pengotor yang umum ditemukan dalam gas alam dan minyak:

### 2.2.1 Karbon Dioksida ( $\text{CO}_2$ )

$\text{CO}_2$  dalam aliran sumur gas alam disebut gas asam karena gas – gas tersebut membentuk asam atau larutan asam dengan adanya air. Mereka tidak memiliki nilai kalor tetapi menyebabkan masalah pada sistem dan lingkungan. Penghapusan  $\text{CO}_2$  diperlukan dalam gas yang akan dikirim ke kriogenik untuk mencegah pematatan  $\text{CO}_2$ . Karbon dioksida juga bersifat korosif di adanya air. sebagian besar proses pengolahan yang menghilangkan  $\text{H}_2\text{S}$  juga akan menghilangkan  $\text{CO}_2$ . Oleh karena itu, volume  $\text{CO}_2$  dalam aliran sumur ditambahkan ke volume  $\text{H}_2\text{S}$  untuk sampai pada total volume gas asam yang akan dihilangkan. Istilah gas asam mengacu pada gas yang mengandung  $\text{H}_2\text{S}$  dalam jumlah di atas batas industri yang dapat diterima. Sweet Gas adalah gas yang tidak mengandung  $\text{H}_2\text{S}$  atau gas yang telah dimurnikan

dengan pengolahan. Beberapa proses yang digunakan untuk menghilangkan gas asam dari gas alam dijelaskan secara singkat di bawah ini (Guo & Ghilambor, 2005).

### **2.2.2 Nitrogen (N<sub>2</sub>)**

Pengotor lain yang umum terdapat dalam gas alam adalah nitrogen. Karena nitrogen pada dasarnya tidak memiliki nilai kalor, nitrogen menurunkan nilai kalor gas. Pembeli gas dapat menetapkan batas minimum nilai kalor (biasanya 950 Btu / scf) (Maurice I. Stewart, 2014). Selama produksi awal, gas produksi dapat dicampur dengan nitrogen rendah rendah nitrogen untuk memenuhi spesifikasi pipa. Namun, jika kandungan nitrogen terus meningkat, dengan dengan terbatasnya sumber gas alam dengan kandungan nitrogen rendah, pencampuran gas mungkin tidak lagi menjadi pilihan; dan kandungan nitrogen harus dihilangkan dalam unit penolakan nitrogen (NRU) (Mokhatab dkk, 2019).

### **2.2.3 Water (H<sub>2</sub>O)**

Air yang diproduksi adalah campuran bahan organik dan anorganik. Beberapa faktor seperti lokasi geologi lapangan, geologi lapangan, formasi geologi, umur reservoir, dan jenis produk hidrokarbon yang diproduksi mempengaruhi sifat fisik dan kimia dari air yang diproduksi. Karakteristik air yang diproduksi tergantung pada sifat dari formasi produksi/penyimpanan tempat air tersebut diambil, kondisi operasional, dan bahan kimia yang digunakan dalam fasilitas proses. Komposisi air yang diproduksi dari sumber yang berbeda dapat bervariasi berdasarkan urutan besarnya. Namun, komposisi air yang diproduksi adalah secara kualitatif mirip dengan produksi minyak dan/atau gas. Senyawa-senyawa utama dari air yang diproduksi meliputi senyawa minyak terlarut dan terdispersi, mineral formasi terlarut, senyawa kimia produksi, padatan produksi (termasuk padatan formasi, korosi dan korosi dan produk kerak, bakteri, lilin, dan aspal), dan gas terlarut.

Air (H<sub>2</sub>O), hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S), dan partikulat dihilangkan jika ada di tingkat tinggi atau jika gas harus dibersihkan sepenuhnya. Faktanya, aliran gas yang jenuh dengan air membutuhkan dehidrasi untuk meningkatkan nilai kalor gas dan untuk mencegah korosi pipa dan pembentukan hidrat padat. Di sebagian besar kasus, dehidrasi dengan glikol digunakan dan glikol yang kaya air dapat dibuat ulang dengan mengurangi tekanan dan menerapkan panas. Dehidrasi lain yang mungkin terjadi metode menggunakan saringan molekuler yang

menghubungi gas dengan adsorben padat untuk Saringan molekuler dapat menghilangkan air hingga sangat tingkat rendah yang diperlukan untuk proses pemisahan kriogenik

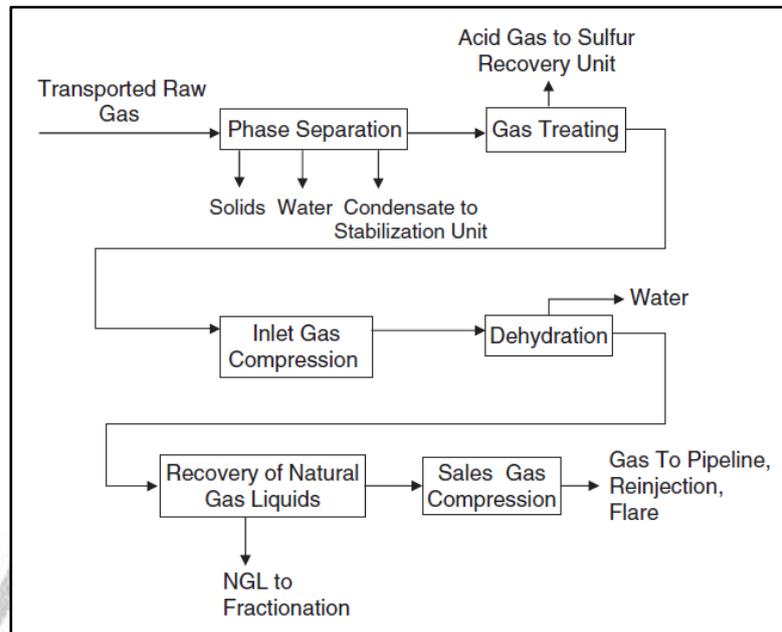
#### **2.2.4 Aspal**

Asphaltene adalah kelompok dengan berat molekul tinggi yang tidak terdefinisi dengan baik, sangat aromatik, senyawa polar yang ditemukan dalam minyak mentah. Mereka adalah senyawa paling polar dalam minyak mentah dan bersifat amorf (non-kristal) saat mengendap dari larutan dan mengendap pada substrat. Kehadiran aspal menstabilkan emulsi minyak-air dan busa minyak-gas, membuat pemisahan minyak, gas, dan air menjadi sulit, memengaruhi penjualan yang penting dan spesifikasi lingkungan. Sifat polar Asphaltene berkontribusi pada stabilitas emulsi dan busa. Sifat fisik minyak mentah dipengaruhi oleh jumlah aspaltenes yang ada, termasuk viskositas dan tegangan permukaan. Asphaltene merupakan molekul dan partikel (Jon, 2018).

### **2.3 Pengolahan Gas Alam**

Pengolahan lapangan gas alam, secara umum, dilakukan untuk dua alasan utama alasan yaitu kebutuhan untuk menghilangkan kotoran dari gas dan keinginan untuk meningkatkan pemulihan produk cair di atas itu yang diperoleh dengan pemrosesan gas konvensional. Unit pemrosesan lapangan gas biasanya mencakup hal – hal berikut diantaranya penghilangan uap air - dehidrasi gas merupakan yang paling unit yang paling banyak dibutuhkan dalam pemrosesan ladang gas. Uap air tampaknya menjadi pengotor universal dalam gas alam. Uap air tidak tidak menyenangkan seperti itu; namun, fase cair atau padat air sangat merepotkan. Ini dialami ketika gas itu dikompresi atau didinginkan. Cairan dari air mempercepat korosi pada pipa dan peralatan terkait lainnya. Ini juga mengurangi kapasitas pipa, karena terakumulasi di daerah titik rendah. Hidrat padat, di sisi lain di sisi lain, sumbat katup, alat kelengkapan, dan dalam beberapa kasus pipa itu sendiri. Berikutnya adalah pemisahan gas asam - Gas asam pada dasarnya menyiratkan hidrogen sulfida dan karbon dioksida ( $H_2S$  dan  $CO_2$ ). Kedua gas tersebut dipertimbangkan kotoran yang harus dihilangkan dari gas alam mentah sebelum dapat dipasarkan. Hidrogen sulfida sangat beracun; ketika dibakar, ia menghasilkan sulfur oksida, yang merupakan gangguan bagi konsumen. Baik  $H_2S$  dan  $CO_2$  bersifat korosif, terutama adanya air. Setelah dihilangkan,  $H_2S$  dapat digunakan secara komersial digunakan untuk menghasilkan belerang. Selain itu Separatoran hidrokarbon berat - Sangat diinginkan untuk menghilangkan

hidrokarbon lebih berat dari metana dari gas alam, terutama untuk bahan bakar gas. Hidrokarbon yang lebih berat, khususnya C3+ cenderung mengembun, membentuk aliran dua fase dan dengan demikian menciptakan masalah operasi pipa masalah (Abdel dkk., 2003).



**Gambar 2.2 Blok Diagram Gas Plant (Saeid, 2006)**

### 2.3.1 Gas Separation Unit (GSU)

Ketika gas dan minyak bumi ini diproduksi, mungkin saja akan terpisah dengan sendirinya, hanya karena penurunan tekanan (mirip dengan membuka membuka botol soda dan memungkinkan pelepasan karbon dioksida terlarut). Separatoran minyak dan gas relatif mudah, dan dua hidrokarbon dipisahkan dan keluar dari separator untuk diproses lebih lanjut. Separator konvensional digunakan yang menggunakan pemisahan gravitasi untuk memisahkan yang berat berat (minyak dan air) dan cairan yang lebih ringan (gas alam). Dalam beberapa kasus, peralatan proses khusus, seperti separator suhu rendah (LTX), adalah diperlukan untuk memisahkan minyak dan gas alam. LTX digunakan untuk sumur yang menghasilkan tekanan tinggi gas bersama dengan minyak mentah ringan atau kondensat. Separator ini menggunakan perbedaan tekanan untuk mendinginkan gas alam basah dan memisahkan minyak dan kondensat. Gas basah masuk ke separator, didinginkan sedikit oleh penukar panas. Gas kemudian bergerak melalui tekanan tinggi "Knock Out" cair yang berfungsi untuk menghilangkan apapun cairan ke dalam LTX. Gas kemudian mengalir ke LTX ini melalui choke mekanisme, yang memperluas gas saat itu memasuki separator. Ekspansi gas yang cepat memungkinkan untuk menurunkan suhu di separator. Setelah cairan dihilangkan, gas kering

kemudian bergerak kembali melalui penukar panas dan dihangatkan oleh gas basah yang masuk dengan memvariasikan tekanan gas di berbagai bagian separator, dimungkinkan untuk memvariasikan Gas Sweetening (Maurice I. Stewart and Arnold, 2011).

### **2.3.2 Acid Gas Removal Unit (AGRU)**

Acid Gas Removal Unit dirancang untuk menghilangkan komponen asam untuk memenuhi spesifikasi sulfur gas penjualan dan CO<sub>2</sub>. H<sub>2</sub>S harus dihilangkan untuk memenuhi penjualan spesifikasi gas 4 ppmv, atau ¼ butir per 100 scf gas. Selain itu, COS, merkaptan, dan spesies sulfur organik lainnya harus dihilangkan. Mempertimbangkan peraturan emisi yang ketat saat ini, unit penghilang gas asam saja mungkin tidak cukup untuk memenuhi persyaratan. Gas yang diolah dari unit penghilang gas asam mungkin perlu diolah lebih lanjut dengan unit tambahan, seperti saringan molekuler atau Sulfur Scavengers (Mokhatab dkk, 2019). Penangkapan karbon dari gas buang dan penyerapan selanjutnya dapat mengurangi emisi karbon dioksida antropogenik. Hal ini telah menyebabkan meningkatkan minat pada subjek penghilangan CO<sub>2</sub> dari aliran gas. H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> disebut gas asam karena mereka membentuk asam lemah pada pelarutan dalam air (pKa = 6,36 untuk CO<sub>2</sub> dan pKa = 6,99 untuk H<sub>2</sub>S pada suhu 25°C). Ini diketahui bahwa asam lemah dapat dinetralkan oleh basa. Namun, dengan basa lemah, senyawa yang dihasilkan relatif tidak stabil dan dapat terurai dengan pemanasan (Wu dkk, 2016).

Alkanolamin pertama kali diusulkan untuk ini tujuan oleh (Roger, 1930). Selama lebih dari 80 tahun larutan alkanolamin berair telah digunakan untuk menghilangkan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S, yang berasal dari alam gas. (Kohl & Nielsen, 1997) dan (Astarita dkk, 1983) telah menjelaskan prosesnya dan sejarah pengolahan gas. Alkanolamin adalah senyawa organik dengan gugus amina untuk memberikan kebasahan dan gugus alkohol sehingga senyawa ini larut dalam air. Alkanolamin yang umum adalah: Monoetanolamina adalah amina primer dengan dua hidrogen yang dapat diganti. Methyldiethanolamine adalah amina tersier tanpa hidrogen yang dapat diganti. Hal ini berpengaruh pada pemodelan, ada banyak alkanolamin lainnya, tetapi ini adalah yang paling umum digunakan (Wu dkk, 2016).

### **2.3.3 Dehydration Unit (DHU)**

Dehidrasi adalah proses menghilangkan air dari aliran. Penghilangan air dari gas dapat dilakukan dengan beberapa proses, dua metode yang paling umum adalah: Absorpsi merupakan

satu metode dehidrasi yang kurang umum juga akan dijelaskan, yaitu: Dehidrator yang tidak dapat diperbarui (unit air garam kalsium klorida). Adsorpsi adalah fenomena fisik yang terjadi ketika molekul-molekul gas bersentuhan dengan permukaan padat dan beberapa di antaranya mengembun di permukaan. Dehidrasi gas (atau hidrokarbon cair) dengan pengering kering adalah proses adsorpsi di mana molekul air lebih disukai dipegang oleh pengering dan dikeluarkan dari aliran gas. Adsorpsi melibatkan suatu bentuk adhesi antara permukaan pengering padat dan uap air dalam gas. Air membentuk lapisan tipis yang ditahan pada permukaan pengering dengan gaya tarik-menarik, bukan dengan reaksi kimia. Pengering adalah media dehidrasi padat dan berbutir dengan luas permukaan efektif yang besar (sejumlah besar pori-pori kecil) per satuan berat. Pengering yang umum mungkin memiliki luas permukaan 4 juta kaki persegi per pon. Pengering yang umum digunakan meliputi: Alumina, Silika gel, Saringan molekuler (saringan mol) Banyak tingkatan dan kualitas dari masing-masing zat ini tersedia secara komersial (Maurice I. Stewart and Arnold, 2011).

Langkah pertama dalam mengevaluasi dan / atau merancang sistem dehidrasi gas adalah menentukan kadar air dari gas. Ini paling penting ketika seseorang merancang fasilitas dehidrasi gas asam dan memperkirakan air produksi dengan gas asam di pemisah saluran masuk pabrik. Menentukan kadar air saturasi gas adalah masalah standar tetapi kompleks dalam termodinamika. Ada banyak metode yang tersedia untuk menentukan kandungan air gas alam. Diskusi rinci tentang metode-metode yang mungkin berada di luar cakupan diskusi saat ini dapat ditemukan di (Carroll, 2009). Secara umum, untuk konsentrasi gas asam kurang dari sekitar 30%, metode yang ada yang ada cukup memuaskan. Untuk konsentrasi gas asam yang lebih tinggi (di atas 50%), terutama pada tekanan yang lebih tinggi, metode yang ada dapat menyebabkan kesalahan serius dalam memperkirakan kandungan air (Mokhtab dkk, 2019).

## **2.4 Konservasi Energi**

Setiap langkah konservasi energi membutuhkan investasi modal di muka dan mengingat ekonomi yang biasa, biaya awal dari tindakan konservasi energi sangat penting. Salah satu kriteria yang digunakan yang digunakan untuk menilai tindakan konservasi energi adalah rasio manfaat terhadap biaya. Ada dua aspek dalam rasio manfaat terhadap biaya konservasi energi: pertama, rasio total nilai British thermal unit (BTU) atau kilowatt jam (kWh) yang dihemat selama masa pakai sistem terhadap total biaya sistem (investasi, operasi, dan pemeliharaan); yang lainnya adalah nilai energi bersih tahunan penghematan energi bersih tahunan (yaitu, perbedaan antara energi yang dihemat dan energi yang digunakan untuk operasi dan

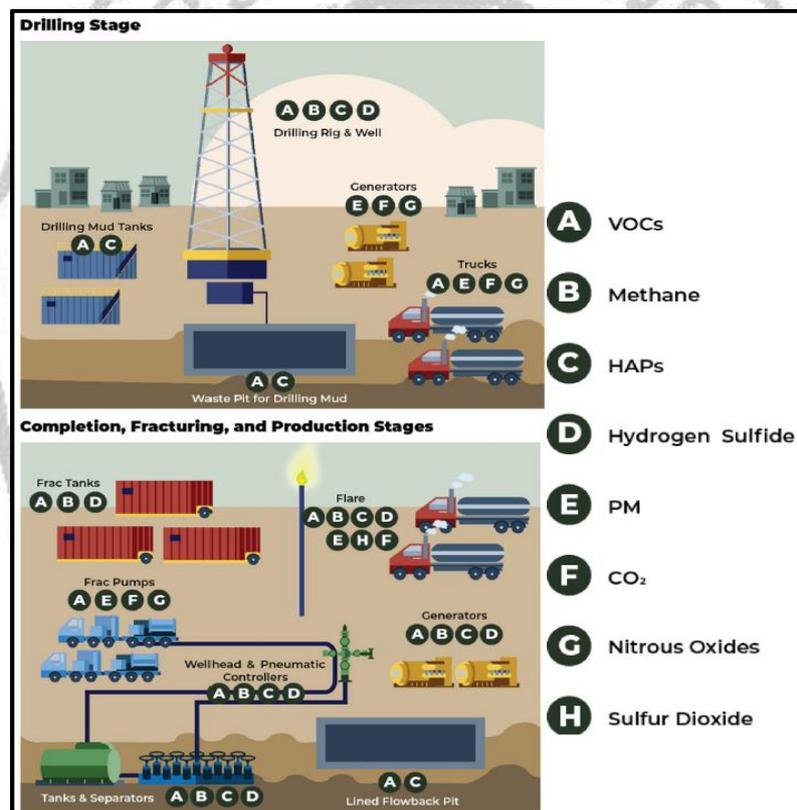
pemeliharaan dibagi dengan biaya tahunan yang diratakan dari peralatan modal (Gosmawi & Kreith, 2017).

Dalam dekade terakhir, karena berbagai alasan, seperti meningkatnya kekhawatiran lingkungan dan pemahaman bahwa pembakaran gas alam merupakan pemborosan energi, negara-negara meluncurkan kebijakan untuk mengurangnya (Gosmawi & Kreith, 2017); (Loe & Ladehaug, 2012). Mengingat risiko memproduksi minyak dan tidak memanfaatkan gas alam, melalui pembakaran dan ventilasi, Badan Perminyakan, Gas Alam dan Bahan Bakar Nabati Nasional (ANP) menerbitkan pada tahun 2000, ANP Ordonansi No. 249 (Maria & Mariele, 2020), yang mengatur tentang batas maksimum pembakaran dan kerugian yang diijinkan serta menetapkan parameter untuk pengendaliannya (GGFR, 2021). Beberapa artikel (Hetland dkk, 2009); (Interlenghi dkk, 2019) menunjukkan bahwa GTW dapat menjadi menarik untuk gas ikutan dengan karakteristik yang membuat pemrosesannya menjadi lebih sulit, terutama pada operasi lepas pantai, seperti kandungan CO<sub>2</sub> yang tinggi, seperti ladang minyak Pra-Garam Brasil (Farane Mein dkk, 2020) ; (Javaux & Carminati, 2021) atau ladang minyak terpencil. Teknologi Gas-to-Liquids (GTL) muncul selama beberapa dekade terakhir, terutama di fasilitas darat. Teknologi ini tetap menjadi cara untuk memonetisasi gas alam (World Bank, 2015), meskipun terkadang sulit dilakukan, terutama karena kebutuhan CAPEX yang tinggi (Rahimpour & Jokar, 2012); (Wood dkk, 2012); (Ramberg dkk, 2017); (Pauletto dkk, 2021). Selain itu, tingginya belanja modal yang dibutuhkan untuk fasilitas industri, juga untuk pembangunan jaringan pipa gas. Produk berkualitas tinggi dapat dijual (solar dan bahan bakar jet berkualitas tinggi) (Pauletto dkk, 2021) atau dicampur dengan minyak mentah, sehingga mengurangi beberapa kebutuhan CAPEX dan OPEX.

## **2.5 *Carbon Capture Storage (CCS)***

Carbon Capture and Storage (CCS) adalah teknologi yang menangkap karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dari pembangkit listrik atau pabrik industri besar dan kemudian menyuntikkannya jauh di bawah tanah untuk penyimpanan jangka panjang. Penangkapan dan penyuntikan kembali CO<sub>2</sub> ke dalam reservoir minyak untuk meningkatkan tekanan dan memulihkan lebih banyak hidrokarbon (disebut EOR, atau pemulihan minyak yang ditingkatkan) telah dilakukan dengan aman selama lebih dari 40 tahun. Di masa depan, CCS dapat membantu memenuhi permintaan energi yang terus meningkat (yang sebagian besar berasal dari bahan bakar fosil), dan pada saat yang sama menghindari emisi gas rumah kaca (IOGP, 2020).

Aliran gas asam sering kali ditangkap pada tekanan rendah (40-80 kPa [g]) baik dari fasilitas pengolahan gas atau sistem penangkapan karbon. Karbon dioksida (atau CO<sub>2</sub>) yang dikumpulkan dari sistem EOR dapat ditangkap dengan tekanan sedang tekanan yang lebih tinggi (170 kPa [g]) dan tekanan suplai CO<sub>2</sub>makeup murni seringkali lebih tinggi. Karena peralatan injeksi gas asam dan proses injeksi sering kali berada di bagian hilir dari banyak unit proses lain yang lebih besar, sistem gas asam diharapkan untuk menangani semua yang diekstraksi di unit amina atau dipulihkan dari reservoir. Ini berarti aliran, komposisi, suhu, dan sering kali tekanan sangat bervariasi dan dapat berubah dengan cepat tanpa pemberitahuan (dan sering dan sering kali tanpa alasan yang jelas). Untuk mencegah gangguan proses, shutdowns, dan kemungkinan ketidakpatuhan terhadap peraturan, penting agar gas asam sistem injeksi dapat beradaptasi dengan cepat (dan dengan stabilitas) terhadap perubahan (Maddocks, 2016).



Gambar 2.3 Sumber Emisi Lapangan Produksi Minyak dan Gas

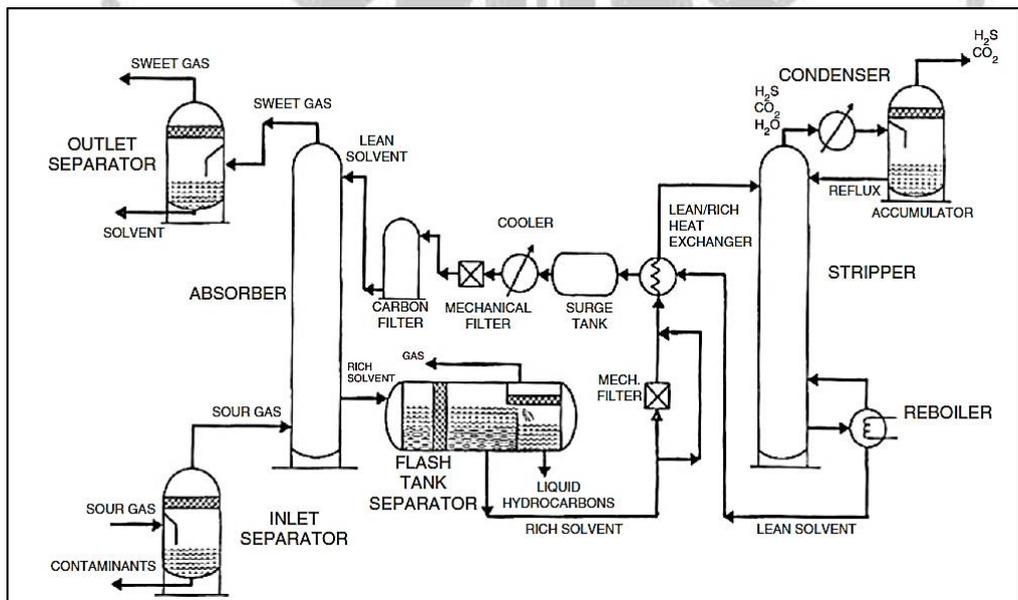
## 2.6 Amine Treatment

Pengolahan berbasis amina biasanya merupakan pilihan yang paling hemat biaya untuk pengolahan cairan hidrokarbon ketika terdapat gas asam dalam jumlah yang signifikan. Proses ini merupakan alternatif yang menarik, terutama ketika unit pengolah gas amina sudah ada di lokasi. Dalam kasus seperti itu, unit pengolah cairan sering kali dapat dioperasikan

menggunakan slipstream amina tanpa lemak dari unit regenerasi amina utama (Nielsen dkk, 1997). Pengolah amina sering digunakan di bagian hulu pengolah kaustik untuk meminimalkan konsumsi kaustik yang disebabkan oleh reaksi yang tidak dapat diubah dengan CO<sub>2</sub>. Dalam proses ini, H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dari umpan cairan asam diserap dengan cairan cair yang menghubungi cairan asam dengan pelarut amina ramping. Desain unit amina harus pertimbangkan larutan amina yang sesuai dan jenis perangkat penghubung. Berbagai macam amina dapat digunakan tergantung pada kontaminan yang akan dihilangkan (Jan, 2020); (Jeff, Matthews dkk, 2015). Dalam kebanyakan kasus, amina generik (termasuk DGA dan DIPA, dan pelarut khusus berbasis MDEA) akan bekerja memuaskan. Perangkat penghubung cair-cair termasuk menara yang dikemas, menara baki, pencampur jet, dan mixer statis (Mokhatab dkk, 2019).

**Tabel 2.1 Komposisi dari berbagai alkanolamina (Maddox, 1998)**

Alkanolamina	Wt %	Larutan sp.gr @ 60 °F	MW, kg/kmol Lb/lbmol	Mol.Fr. Amine	Kg/ m3	Kmol/ m3	Lb amine US gal Larutan	Lb mol amine 100 US gal Larutan
MEA	15	1008	61,08	0,047	141,2	2,48	1,26	2,06
DEA	35	1004	105,14	0,084	366	3,48	3,50	2,90
DGA	60	1062	105,14	0,204	652	6,20	5,43	5,16
MDEA	50	1048	119,17	0,131	524	4,40	4,37	3,67



**Gambar 2.4 Diagram alir proses MEA**

### 2.6.1 Monoethanolamine (MEA)

(Kohl & Riesenfeld, 1985) menyarankan bahwa MEA digunakan untuk menghilangkan baik H<sub>2</sub>S maupun CO<sub>2</sub>. Larutan MEA diperkenalkan sebagai larutan dengan konsentrasi 10-20 wt% dalam air. Larutan MEA memasuki kontaktor dari bagian atas, kontak dengan gas asam dalam aliran berlawanan arus, dan bereaksi dengan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dalam gas asam (Sehgal, 2009). (Maddox, 1982) mengusulkan bahwa reaksi-reaksi berikut terjadi dalam proses MEA:



(Kohl & Riesenfeld, 1985) lebih lanjut membahas bahwa larutan amina kaya (konsentrasi > 20 wt%) keluar dari bagian bawah kontaktor dan mengalir ke sistem regenerasi. Gas manis keluar dari bagian atas kontaktor. Di unit regenerasi, larutan amina kaya dipanaskan hingga 241 °F, lalu didinginkan hingga 90 °F. MEA adalah senyawa stabil, dan dalam ketiadaan bahan kimia lain, tidak terurai pada titik didihnya. Sebuah pemulih diperlukan untuk menghilangkan kontaminan dalam proses MEA. Pada konsentrasi 10-20 wt%, MEA ditambahkan dalam air, dan beban larutan adalah antara 0,3-0,4 mol gas asam yang dihilangkan per mol MEA (Sehgal, 2009). Tabel 2.2 menunjukkan variabel proses untuk proses MEA. Untuk menghindari korosi berlebihan, baik kekuatan larutan maupun beban larutan dibatasi.

**Tabel 2.2 Variabel proses untuk proses MEA  
(Maddox, 1982)**

Variables	Absorber	Regenerator
Pressure	215 psig to 315 psig	10 psig to 15 psig
Temperature	110-160 °F	225-250 °F
Concentration	10-20 wt% solution in water	
Solution weight (%)	20	
Relative Capacity (%)	100	
Reboiler Temperature	240 °F	
Circulation (gal/mol AG)	100-165	
Loading (mol AG / mol Amine)	0.35	
H <sub>2</sub> S / CO <sub>2</sub> Selectivity	1	
AG (mol/mol)	0,3-0,4	

Maddox et al. (1998) menyortir beberapa faktor untuk proses MEA. Berikut adalah daftarnya:

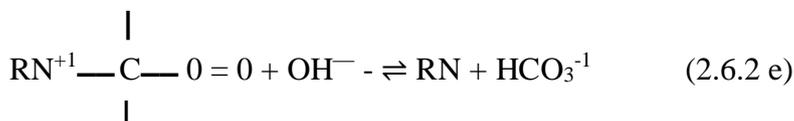
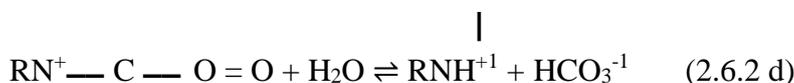
- Korosi umumnya terjadi pada daerah baja karbon, seperti daerah yang terpengaruh panas di sekitar las, daerah dengan konsentrasi gas asam tinggi, dan di antarmuka gas-cair yang panas.
- Pada konsentrasi H<sub>2</sub>S yang lebih tinggi, konsentrasi amina dan beban larutan yang diizinkan bisa lebih tinggi karena adanya reaktan yang relatif terhadap CO<sub>2</sub>. Hal ini terjadi karena reaksi H<sub>2</sub>S dan Fe untuk membentuk Fe<sub>2</sub>S<sub>3</sub>, yang pada dasarnya membentuk lapisan pelindung pada permukaan baja (Sehgal, 2009).

### 2.6.2 Metildietanolamina (MDEA)

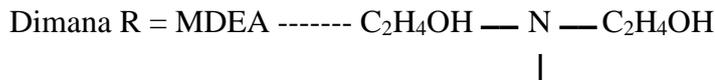
MDEA (Metildietanolamina) adalah amine tersier yang sering digunakan sebagai pelarut dalam proses penyucian gas untuk menghilangkan hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dari aliran gas asam. (Maddox, 1982) mengusulkan bahwa MDEA dapat digunakan sebagai pelarut non-selektif untuk menghilangkan baik H<sub>2</sub>S maupun CO<sub>2</sub>, atau dapat digunakan sebagai pelarut selektif yang secara selektif menghilangkan H<sub>2</sub>S daripada CO<sub>2</sub>. Ketika perlakuan selektif digunakan, H<sub>2</sub>S secara selektif dihilangkan dari aliran gas asam, dan sebagian besar CO<sub>2</sub> yang menyertainya dibiarkan untuk dipulihkan kemudian. Konsentrasi MDEA yang umumnya digunakan adalah 50 wt%, dan proses ini dapat menghasilkan gas manis dengan konsentrasi H<sub>2</sub>S serendah 4 ppm, tergantung pada tingkat regenerasi. Penerimaan dan popularitas MDEA disebabkan oleh kondisi operasionalnya yang menggunakan tekanan rendah (10 psig) dan suhu 242 °F, yang meningkatkan selektivitasnya dan menghasilkan rasio CO<sub>2</sub> terhadap H<sub>2</sub>S yang lebih tinggi (Sehgal, 2009). (Maddox, 1982) menyatakan bahwa selektivitas MDEA dipengaruhi oleh faktor – faktor berikut:

- Suhu - pemrosesan pada suhu yang lebih rendah meningkatkan selektivitas,
- Tekanan - tekanan yang lebih rendah meningkatkan selektivitas, dan
- Rasio CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S - rasio yang lebih tinggi menguntungkan selektivitas

Reaksi kimia berikut terjadi dalam proses MDEA :



Reaksi keseluruhan :

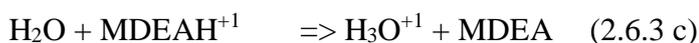
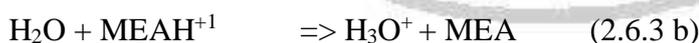


**Tabel 2.3 Variabel proses untuk proses MDEA  
(Maddox, 1982)**

Variables	Absorber	Regenerator
Pressure	800 psig to 1400 psig	7-10 psig
Temperature	80°F to 175°F	242 °F - 300 °F
Concentration	20-50 wt% solution in water	
Relative Capacity (%)	51	
Reboiler Temperature	250 °F	
Circulation (gal/mol AG)	65-110	
Loading (mol AG / mol Amine)	0.4	
H <sub>2</sub> S / CO <sub>2</sub> Selectivity	3	
AG (mol/mol)	0.3-0.45	

### 2.6.3 Larutan Amina Campuran/Hibrida (MEA – MDEA)

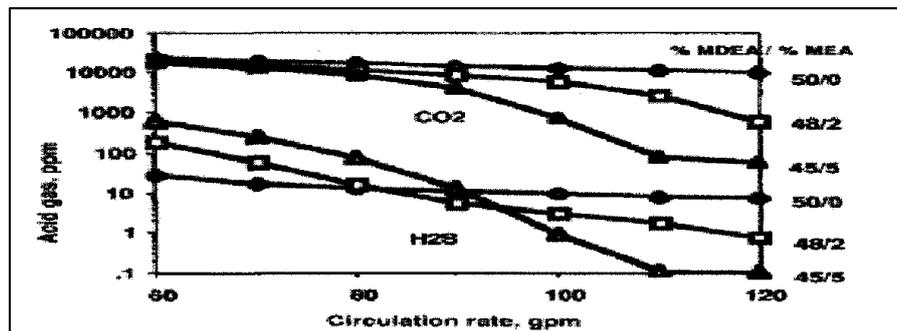
(Silvia & Polasek, 1992) menyatakan bahwa larutan campuran ini semakin diterima di seluruh dunia karena memiliki kebutuhan energi yang lebih rendah, kapasitas yang lebih tinggi, dan stabilitas yang lebih baik dibandingkan pelarut kimia atau fisik. Oleh karena itu, dalam reaksi di mana pelarut tidak dapat memenuhi persyaratan gas residu, penggunaan larutan hibrida dapat memenuhi persyaratan gas residu dan meningkatkan kinerja pabrik. (Kohl & Nielsen, 1997) menyarankan bahwa dalam fase berair (MEA-MDEA-CO<sub>2</sub>-H<sub>2</sub>S), berikut adalah keseimbangan kimia yang terjadi:



Untuk menjelaskan larutan campuran secara rinci, dua kasus dijelaskan di bawah ini:

(Steven dkk, 2003) mengusulkan bahwa amina campuran berguna untuk aplikasi di mana tekanan kurang dari atau sama dengan 500 psig, karena MDEA tidak mampu menghilangkan jumlah CO<sub>2</sub> yang cukup untuk memenuhi spesifikasi pipa. Amina campuran

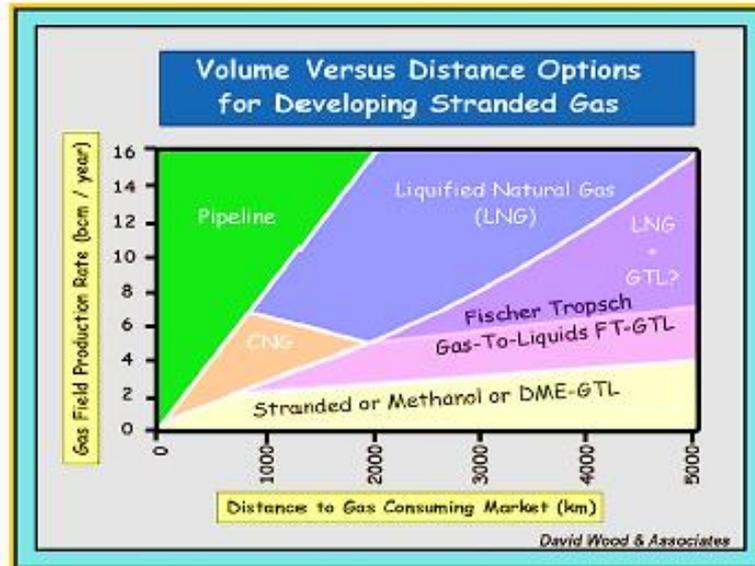
memiliki sedikit atau tidak ada keuntungan pada tekanan tinggi dan amina campuran juga berguna untuk kasus di mana kandungan CO<sub>2</sub> dalam gas umpan meningkat seiring waktu, akibat penuaan lapangan



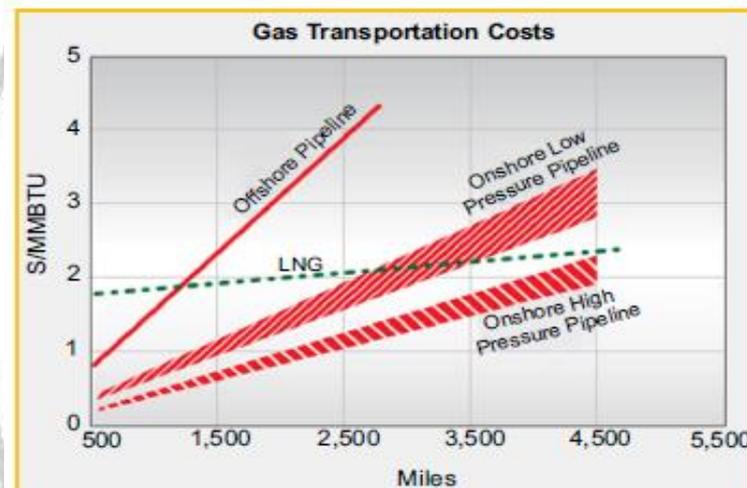
Gambar 2.5 Diagram alir proses MEA (Sehgal, 2009)

## 2.7 Monetisasi Gas

Dalam kontrak jual beli, pengolah gas setuju untuk memproses atau mengkondisikan gas produsen untuk memenuhi spesifikasi gas penjualan dan mengembalikannya kepada produsen 100% dari nilai Btu gas mentah sebagai imbalan untuk mempertahankan kepemilikan cairan yang diekstraksi dari gas. Pemroses biasanya tetap bertanggung jawab atas semua biaya pemrosesan dan biaya energi. Harga gas biasanya diindeks berdasarkan harga spot gas atau rata-rata harga gas spot. Salah satu variasi dari perjanjian jual beli adalah dengan adanya batas Btu atau klausul batas minyak mentah. Harga gas dibatasi pada harga maksimum (Btu cap) atau harga maksimum relatif terhadap harga minyak mentah (crude cap). Kontrak-kontrak ini lebih kompleks, lebih menguntungkan bagi produsen, dan lebih beresiko bagi prosesor. Produsen, pada dasarnya, menjual seluruh aliran hidrokarbon hidrokarbon, dengan harga gas alam berdasarkan Btu, kepada pengolah. Pemrosesan menghasilkan atau berpotensi kehilangan uang, tergantung pada perbedaan harga antara gas alam dan NGL, yang dijual oleh prosesor. Sebagian besar kontrak berisi penalti untuk variasi dari kandungan cairan yang dikontrak, pengotor, dan tekanan pengiriman. Kontrak dapat diatur untuk memungkinkan penambahan variasi dari komposisi dasar. Kontrak biasanya merupakan kombinasi dari dua atau lebih dari tipe dasar di atas (Mokhatab dkk, 2015).



Gambar 2.6 Volume produksi berbanding jarak ke pasar untuk teknologi gas (Fundamentals, 2014)



Gambar 2.7 Perbandingan biaya pengangkutan gas melalui pipa dan LNG; untuk 1 tcf/tahun dan termasuk biaya regasifikasi (Fundamentals, 2014)

## 2.8 Ekonomi Teknik dalam Konservasi Energi Lapangan Migas

Perhitungan keekonomian pada penelitian ini menggunakan input harga material dari simulasi ekonomi dan rekomendasi Aspen Hysys

### 2.8.1 Analisis Ekonomi dalam Konservasi Energi dengan Amine Treatment pada Pengembangan Fasilitas Produksi Sumur Migas

Ketiga komponen utama dari analisis ekonomi adalah total dari semua biaya operasi pabrik, penjualan produk, pemulihan investasi modal, dan berkontribusi untuk fungsi – fungsi perusahaan seperti manajemen, penelitian dan pengembangan. Biaya – biaya ini biasanya

digabungkan di bawah judul umum total biaya produk. Pada gilirannya, umumnya dibagi menjadi dua kategori : biaya produksi dan umum biaya umum. Biaya produksi juga disebut sebagai biaya operasi atau produksi. Pembagian lebih lanjut dari biaya produksi agak tergantung pada interpretasi biaya variabel, tetap, dan overhead. Akurasi sama pentingnya dalam memperkirakan total biaya produk seperti halnya dalam memperkirakan modal biaya investasi. Kontribusi yang paling penting untuk akurasi adalah memasukkan semua biaya yang terkait dengan pembuatan dan penjualan produk. Sumber kesalahan terbesar dalam estimasi biaya produk total sering kali adalah karena mengabaikan satu atau lebih elemen biaya. Bentuk tabel sangat berguna untuk memperkirakan total biaya produk dan memberikan daftar periksa yang berharga untuk mencegah kelalaian (Peters dkk, 2003).

### 2.8.2 Biaya Pengiriman Unit

Biaya pengiriman alat atau *purchase equipment delivery* sangat diperlukan pada perancangan suatu proyek, besarnya biaya pengiriman alat (sampai lokasi proyek) adalah dengan menambahkan 10 % dari biaya pembelian alat atau *purchase equipment* (Prabowo, 2018), sehingga :

$$\text{Biaya Pengiriman} = (\text{Nilai Total Unit} \times 10 \%) + \text{Nilai Total Unit}$$

### 2.8.3 Capital Investment

Capital Investment adalah semua pengeluaran atau modal yang diperlukan untuk mendirikan proyek hingga proyek dapat menghasilkan produk yang diinginkan. Dasar perhitungan Capital Investment berdasarkan harga peralatan utama (*purchased equipment delivered*) yang telah dihitung sebelumnya. Harga ini tergantung dari jenis dan ukuran alat yang akan dibangun. Unsur-unsur capital investment terdiri dari *Direct Plant Cost* (DPC), *Indirect Plant Cost* (IPC) maupun *Working Capital* (WC). Nilai unsur – unsur tersebut didapatkan dari nilai persentase harga dari *Purchased Equipment Delivered* (PEC) maupun nilai *Fixed Capital Investment* (FCI) (Peters dkk, 2003).

Untuk dapat menghitung unsur capital investment lainnya dibutuhkan nilai *Fixed Capital Investment* (FCI). Sehingga dengan nilai *Direct Plant Cost* (DPC) diatas, maka dapat dihitung nilai FCI asumsi sebagai berikut :

$$DPC = 65 \% FCI - 85\% FCI$$

$$DPC = 65 \% FCI$$

$$FCI \text{ Asumsi} = \frac{DPC}{65\%}$$

**Tabel 2.4 Perhitungan Nilai Direct Plant Cost (DPC)**  
(Prabowo, 2018)

<b>Data</b>	<b>Range % PEC</b>	<b>Persentase yang diambil (%)</b>
Purchased Equipment Delivered Cost (PEC)	15% - 40%	32%
Equipment installation	25 – 55 % PEC	25%
Instruments and control installation	8 – 50 % PEC	9%
Piping Installation	10 -80 % PEC	10%
Electrical System	10 – 40 % PEC	10%
Building	10 – 70 % PEC	15%
Services Facilities	40 – 100 % PEC	40%
Land	4 – 8 % PEC	8%
<b>Total Direct Plant Cost (DPC)</b>	<b>65 – 85 % FCI</b>	

Dari hasil perhitungan DPC dan IPC maka, nilai FCI aktual dapat dihitung sebagai berikut :

$$FCI = DPC + IPC$$

Selanjutnya untuk menghitung nilai Working Capital (WC) dapat dihitung menggunakan nilai FCI yang telah dihitung sebelumnya dan nilai Total Capital Investment (TCI) dengan rumus dan asumsi perhitungan sebagai berikut :

$$WC = 10\% TCI - 20\% TCI$$

$$WC \text{ asumsi} = 15\% TCI$$

Maka diperoleh:

$$TCI = FCI + WC$$

$$100\% TCI = FCI + 15\% TCI$$

$$85\% TCI = FCI$$

$$TCI = \frac{FCI}{85\%}$$

**Tabel 2.5 Tabel Pembantu Perhitungan Nilai Indirect Plant Cost (IPC)**  
(Prabowo, 2018)

<b>Indirect Plant Cost (IPC)</b>	<b>Range Nilai Persentase (%)</b>	<b>Persentase yang diambil (%)</b>
Engineering and Supervision	5 – 30 % PEC	20%
Construction expenses and Contractor fee	10 – 20 % FCI	12%
Legal Expense	1 – 3 % FCI	2%
Contingency	5 – 15 % FCI	15%
<b>Indirect Plant Cost (IPC)</b>	<b>15 – 35 % FCI</b>	<b>35%</b>

Dengan nilai Total Capital Investment (TCI) yang didapatkan, maka nilai Working Capital (WC) dapat dicari dengan rumus perhitungan sebagai berikut

$$WC = 15\% TCI$$

Nilai TCI sebenarnya dapat dihitung menggunakan perhitungan :

$$TCI = FCI + WC$$

#### 2.8.4 Production Cost

*Production Cost* adalah biaya – biaya yang timbul untuk menggerakkan proses produksi. Biaya – biaya production cost meliputi Manufacturing Cost (M) dan General Expenses (GE). Manufacturing Cost terdiri dari Direct Production Cost (DPC), Fixed Charge (FC) dan Plant Overhead Cost (POC) (Peters dkk, 2003) .

Untuk menghitung nilai masing – masing bagian production cost dibutuhkan nilai harga total production cost (TPC), dimana TPC dapat dihitung menggunakan nilai raw material. Memperkirakan Cost basis raw material dan kebutuhan solvent dalam produksi operasi 1 tahun = 335 hari. Selanjutnya dihasilkan biaya raw material dan kebutuhan solvent, maka nilai Total Production Cost (TPC) asumsi dapat dihitung menggunakan rumus harga raw material sebagai berikut.

$$\text{Raw Material} = 10\% TPC - 80\% TPC$$

$$\text{Raw Material Asumsi} = 73\% TPC$$

Maka Diperoleh :

$$TCI = \frac{\text{Raw Material}}{75\%}$$

**Tabel 2.6 Tabel Pembantu Perhitungan Fixed Charge (FC) dan Plant Overhead Cost (POC)**

(Prabowo, 2018)

Data	Range Nilai Persentase (%)	Contoh Persentase yang diambil (%)
Depreciation	10% FCI	10,00%
Local taxes	1%-4% FCI	1,00%
Insurance	0.4%-1% FCI	0,40%
Financing (interest)	0%-10% TCI	5,00%
Total FC	10%-20% TPC	3 %
POC	5%-15% TPC	5,00%

Selanjutnya unsur *production cost* lain yang harus dihitung adalah biaya fixed Charge (FC) dan Plant Overhead Cost (POC) yang dapat dilihat pada tabel 2.4: Dengan nilai DPC, FC dan POC, maka biaya Manufacturing Cost (M) dapat dihitung, berdasarkan pada tabel Manufacturing Cost. Rumus Perhitungan Manufacturing Cost (MC) dapat dilihat dibawah ini.

$$M = DPC + FC + POC$$

Selanjutnya unsur production cost lainnya yaitu General Expenses (GE) yang dihitung menggunakan nilai TPC. Rumus Perhitungan GE dapat dilihat pada tabel 2.5

**Tabel 2.7 Tabel Pembantu Perhitungan Nilai General Expenses (GE)**

(Prabowo, 2018)

Data	Range Nilai Persentase (%)	Contoh Persentase yang diambil (%)
Administrative Cost	2%-5% TPC	2%
Distribution & Marketing	2%-20% TPC	2%
R&D	5% TPC	5%
<b>Total GE</b>	15%-25% TPC	9%

Dari rumus perhitungan nilai M dan GE, maka nilai TPC aktual selanjutnya dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut :

$$TPC = M + GE$$

### 2.8.5 Keuntungan Total Setiap Tahun

Harga produk diambil berdasarkan pada Rencana Pengolahan dan Produksi untuk tahun X dan selanjutnya diasumsikan bahwa harga tersebut tidak mengalami perubahan sampai

proyek direncanakan dan dibangun (Peters dkk, 2003). Dari nilai total income, selanjutnya keuntungan tiap tahun dapat dihitung dengan rumus sebagai berikut:

$$\text{Keuntungan/Tahun} = \text{Income Per Tahun} - \text{Total Production Cost (TPC)}$$

Rumus keuntungan diatas merupakan keuntungan sebelum pajak atau Earn Before Tax (EBT), sehingga perlu dihitung keuntungan setelah pajak atau Earn After Tax (EAT) sebagai berikut:

$$\text{Tax} = 30\% \text{ dari EBT}$$

$$\text{Earn After Tax (EAT)} = \text{EBT} - (30\% \text{ EBT})$$

## 2.8.6 Parameter Analisa Keekonomian

Tujuan utama dari analisis ekonomi adalah untuk menentukan harga *Natural Gas* untuk solusi terpilih yang memastikan pengembalian investasi masuk waktu yang diasumsikan. Untuk mencapai tujuan tersebut dilakukan perhitungan menggunakan metode diskonto berdasarkan perhitungan *Net Present Value* (NPV) (Peters dkk, 2003). NPV adalah salah satunya indikator yang paling umum digunakan untuk evaluasi ekonomi investasi. Ini adalah jumlah dari arus kas diskonto (CF) yang direalisasikan selama waktu analisis (N) dan didiskontokan menggunakan nilai diskonto yang diketahui rate (r) menurut rumus berikut (Ikhsan dkk., 2015):

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{CIF_t}{(1+k)^t} - COF$$

Dengan NPV adalah Net Present Value, K adalah Discount Rate, COF adalah Cash Outflow dan  $CIF_t$  adalah Cash in Flow.

### 2.8.6.1 Internal Rate of Return (IRR)

Tingkat pengembalian internal (IRR) adalah tingkat suku bunga yang akan membuat nilai sekarang dari hasil tunai yang diharapkan dari suatu investasi sama dengan nilai sekarang dari pengeluaran tunai yang diperlukan oleh investasi tersebut. Oleh karena itu, IRR adalah tingkat diskonto yang dihasilkan ketika nilai sekarang bersih sama dengan nol. Internal juga dikenal sebagai tingkat pengembalian arus kas yang didiskontokan. Pada prinsipnya, teknik ini mirip dengan metode NPW (Douglas, 1989). Tingkat keuntungan yang digunakan untuk melunasi jumlah uang yang dipinjam agar tercapai keseimbangan ke arah nol dengan

pertimbangan keuntungan adalah IRR. Untuk mengetahui nilai IRR dapat menggunakan persamaan berikut (Syukriyadin & Ikhsan, 2014):

$$IRR = i_1 + (i_2 - i_1) \left[ \frac{NPV_1}{NPV_1 - NPV_2} \right]$$

dengan *IRR* adalah Internal Rate of Return (%),  $i_1$  adalah tingkat bunga pertama (%),  $i_2$  adalah tingkat bunga kedua (%),  $NPV_1$  adalah Net Present Value dengan tingkat bunga rendah (Rp) dan  $NPV_2$  adalah Net Present Value dengan tingkat bunga tinggi (Rp). Pendapatan di akhir tahun investasi adalah pendapatan bersih pertahun ditambah dengan salvage value. Rumus akhir perhitungan Net Present Value (NPV) dengan ditambah hasil trial and error Internal Rate of Return (IRR) sbb :

$$\begin{aligned} \text{Cash Flow (CF)} &= \text{EAT} + (\text{Depresiasi} \times \text{FCI}) - \text{Depresiasi} = 10\% / 10 \text{ tahun} \\ \text{Umur proyek} &= 10 \text{ Tahun, maka Depresiasi} = 5\% / 10 \text{ Tahun} \\ \text{Last year} &= \text{Cash Flow (CF)} + \text{Salvage Value} \end{aligned}$$

### 2.8.6.2 Rate Of Return (ROR)

Metode ini dan variasinya dikenal dengan berbagai nama, misalnya tingkat pengembalian internal, tingkat pengembalian bunga, tingkat pengembalian arus kas yang didiskontokan, dan indeks. Kasus yang paling sederhana terjadi ketika biaya modal harus diseimbangkan dengan arus kas. Penggunaan lain dari metode ini adalah untuk menghitung tingkat pengembalian arus kas yang lebih baik, yaitu biaya operasional yang lebih rendah dan kredit yang lebih besar untuk biaya penyusutan, terhadap investasi bersih yang lebih besar ketika membandingkan kasus kandidat dengan kasus dasar (Douglas, 1989).

$$ROR = \frac{\text{Earn After Tax (EAT)}}{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}} \times 100\%$$

### 2.8.6.3 Pay Out Time (POT)

*Pay Out Time* (POT) digunakan untuk mengukur kemampuan pengembalian dana investasi proyek yang dinyatakan dalam tahun. Untuk petroleum industry berkisar antara 5 sampai 10 tahun. Diharapkan harga POT sekecil mungkin, karena semakin kecil nilai POT maka akan semakin menguntungkan. POT dapat dihitung sebagai berikut:

$$POT = \frac{\text{Fixed Capital Investment (FCI)}}{\text{Earn After Tax (EAT)}} \times 100\%$$

#### 2.8.6.4 Payback Period (PP)

Periode pengembalian modal ditentukan dengan menambahkan arus kas yang diharapkan untuk setiap tahun hingga jumlahnya sama dengan, atau lebih besar dari, nol. Pentingnya prosedur ini dapat dengan mudah dijelaskan. Arus kas kumulatif sama dengan nol pada titik di mana arus kas masuk sama persis dengan atau membayar kembali arus kas keluar: dengan demikian, proyek proyek telah mencapai titik pengembalian modal. Setelah arus kas kumulatif melebihi nol, arus kas masuk melebihi arus kas keluar, dan proyek telah mulai menghasilkan keuntungan, sehingga melebihi titik pengembalian modal. Perhitungan ini dapat mengambil salah satu dari dua bentuk dengan mengabaikan pertimbangan nilai waktu-uang atau memasukkannya. Kasus yang pertama biasanya disebut sebagai metode pengembalian modal konvensional. Sedangkan kasus yang terakhir dikenal sebagai metode metode pembayaran kembali dengan diskon. Standar umum yang digunakan untuk menentukan apakah suatu proyek akan diteruskan atau tidak adalah bahwa suatu proyek tidak layak dipertimbangkan kecuali jika periode pengembaliannya lebih pendek dari beberapa periode waktu tertentu. (Batas waktu ini sebagian besar ditentukan oleh kebijakan manajemen) (Park, 2004), dengan *PP* adalah payback period, *Investment Cost* adalah investasi awal dan *Annual CIF* adalah kas bersih pertahun.

$$PP = \frac{\text{Investment Cost}}{\text{Annual CIF}}$$

#### 2.8.6.5 Analisa Resiko

Analisis resiko dilakukan untuk mengetahui resiko dari proyek yang akan dilaksanakan. Analisis resiko yang akan dibahas meliputi Break Even Point (BEP). Evaluasi berdasarkan BEP yaitu evaluasi dimana antara nilai kapasitas pabrik (biaya produksi total) dan penjualan produk memiliki nilai yang sama sebagai salah satu analisis resiko (tidak untung tidak rugi). Semakin kecil nilai BEP maka akan semakin bagus. BEP dapat dihitung dengan persamaan berikut (Prabowo, 2018) :

$$BEP = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra}$$

Dimana :

1. Fixed Cost (Fa) = Harga Penyusutan + Fixed Charge (FC) + Plant Overhead Cost (POC)
2. Regulated Cost (Ra) = Gaji Pekerja + Supervisi + Laboratory + General Expenses (GE)

3. Variable Cost ( $V_a$ ) = Raw Material + Utilities + Royalty
4. Total Income ( $S_a$ ) = Total income per tahun.



