

## IRODALOM

Ha a belső szállítás szervezéséről beszélünk, akkor a megoldás módja természetesen függ attól, hogy újonnan építendő, vagy már üzemben lévő gyárról van szó. Nyilvánvaló, hogy a belső anyagmozgatás az első esetben tökéletesebben oldható meg, mert a gyárat a belső anyagmozgatás szempontjának figyelembevételével lehet megtervezni. Régi gyárainkban a készülékek, az épületek elrendezése tekintetében feltűnő logikátanságokkal találkozunk. Az anyag a gyártás folyamán cikcakkos, kacskaringós, rendkívül hosszú utakat tesz meg, vagy például a reakció edények helytelen sorrendben vannak elhelyezve úgy, hogy az anyagot szivattyúval kell továbbítani, holott ugyanazzal a fáradsággal helyes sorrendben is elhelyezhették volna, aminek következtében a magasabban álló edényből saját súlyánál fogva folyhatna át az alacsonyabbba.

E logikátlanságok oka részben technikai elmaradottság volt, részben az a tény, hogy a vegyészeti gyárak magyrészt kis üzemekből nőttek ki magukat és az idők folyamán tervszerűtlenül újabb épületeket ragasztottak a régihez. Mindamellet helyes szervezéssel és jó műszaki megoldásokkal a régi üzemek belső szállítása is lényegesen megjavítható.

Végül a fent dióhéjban ismertetett szervezési kérdésekkel kapcsolatban meg kell állapítanunk a következőket:

A magyar vegyipar az ötéves terv folyamán meg fog duplázódni. Ez természetesen igen sok komoly kémiai technológiai és apparatív problémát fog felvetni, amelyeket meg kell oldani. Emellett azonban semmi esetre sem szabad elhanyagolni a szervezési kérdéseket, mert ezek döntő befolyással vannak a gyárak gazdaságos működésére.

A vegyipar minden szakemberének sürgősen meg kell szabadulni attól a szemlélettől, amely az ipari fejlődést kizárólag technológiai kérdéseknek tekinti és az eddiginél lényegesen több figyelmet kell szentelni a szervezési kérdéseknek.<sup>17-20</sup>

1. *Mihályfi Pál*: A gyártási program és határidőzés. Töbtt. III. évf. 6. sz. 4. old. (1949).
2. Hozzászólások: U. o. 11. old.
3. *Varga Sándor*: A minőségi termelés kérdései. Töbtt. III. évf. 7. sz. 1. old. (1949).
4. Hozzászólások: U. o. 7. old.
5. *Bogáti Dezső*: Belső anyagszállítás. Töbtt. III. évf. 4-5. sz. 1. old. (1949).
6. *Kucsera Gyula*: Munkatanulmány és időmérés a belsőszállítás racionalizálásának szolgálatában. U. o. 27. old.
7. *Erdős Róbert*: Néhány szó a szabványosítás és tipizálás legsürgetőbb teendőiről a gyáripari belső szállítás terén. U. o. 57. old.
8. *Bogáti Dezső*: Rakodás gépesítése. Töbtt. III. évf. 4-5. sz. 19. old.
9. *Erdős Róbert*: A szabványosítás jelentősége a gyáripari belső szállításban. Töbtt. III. évf. 1-2. sz. 35. old. (1949).
10. *Lőrincz Imre*: Anyagmozgatás a vegyiparban. Magy. Kém. Lapja a IV. 379. (1949).
11. *Bogáti Dezső*: Egységgrakomány, Magy. Technika 1949. 7. sz. 61. old.
12. *I. L.: Beilingson*, Villás emelő targonca munkábaállításával szerzett tapasztalatok. U. o. 67. old.
13. *F. M.: Poltovszky*, EK-2 elektromos targonca és EK II-1500 elektromos villás emelő. U. o. 69. old.
14. *F. M.*: Emelővillás elektrotargonca téglaszállításra. U. o. 72. old.
15. *Rajcz Ervin*: A gazdaságosság kimutatása az anyagmozgatás berendezéseinek korszerűsítésénél. Töbtt. III. évf. 4-5. sz. 31. old. (1949).
16. *Lőrincz Imre*: Belső szállítás a vegyiparban. U. o. 7. old.
17. *Páljános Gyula*: A gyáripari üzemek szervezeti felépítése. Töbtt. II. évf. 6-7. sz. 135. old. (1948).
18. *Laczfalvy József*: Az üzemszervezés néhány fontos kérdése a vegyiparban. Magy. Kém. Lapja IV. 264. (1949).
19. *Lőrincz Imre*: Üzemszervezés és vegyipar. Magy. Kém. Lapja IV. 197. (1949).
20. *Arakelján*: A szovjet iparvezetés alapjai Szikra, Budapest, 1948.

## A földgáz kémiai technológiája.\*

BENEDEK PÁL\*\*

Az organikus kémiai ipar nyersanyagbázisának problémája nem magyar különlegesség. Különösképpen a mezőgazdasági nyersanyagokból erjesztéssel vagy más módon előállítható, főképp alifás alapanyagok gyártása okozott gondot az utóbbi évtizedben.

Németország alifás alapanyagokat csaknem kizárólag szénbázison (szintézisgáz, acetilén) gyártott a háború éveiben, míg a Szovjetunióban, az USA-ban és Angliában a földgáz

\* A Magyar Ásványolaj és Földgáz Kísérleti Intézet közleménye.

\*\* Ez az összeállítás sem eredetiségre, sem teljességre nem tart igényt. Gerince — helyenként kidolgozott első nyers vázlata — egy készülő munkámnak.

és az ásványolaj felé fordultak. Ez az új nyersanyagbázis azt eredményezte, hogy az utóbbi időben az organikus kémia alapanyagában eltolódás következett be az alifás vegyületek javára. Az USA-ban például 1925-ben az előállított alifás alapvegyületek 32%-ot tettek

I. TABLAZAT

Az organikus kémiai ipar nyersanyagbázisa az USA-ban.

	1925	1945
Összesen előállított organikus alapanyag . . . . .	10.000 t	3.800.000
Ebből:		
Eriesztéses ftou . . . . .	85 %	28%
Falepárlással . . . . .	13 %	1%
Szénből . . . . .	1,9 %	21%
Földgáz és olaj . . . . .	0,1 %	50

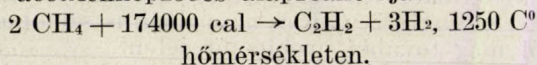
ki a 68% aromás mellett, 20 évvel később az arány megfordult.

Az aromás vegyületeket illetően a helyzet jelentősen nem változott technológiai szempontból. Az aromás vegyületek nyersanyaga ma is a szén; a világítógázgyártás és kokszyártás melléktermékeként állítják elő azokat. Ezen a területen csak a TNT gyártás háború alatti ugrásszerű emelkedése változtatott, és a szűk keresztmetszet megszüntetésére kidolgozták a toluolgyártást speciális ásványolajfeleségekből. Egészen más a helyzet az alifás termékek gyártása szempontjából, az I. táblázat szerint. Itt természetesen nemcsak mennyiségi változásról van szó, hanem minőségiről is; új technológiai eljárások: a petrokémia, az acetilkémia és a szintézisgázon alapuló eljárások kifejlődéséről.

## 1. SZÉNHYDROGÉNEK.

### 1.1 Acetilén.

Az acetilén klasszikus kalciumkarbidon keresztül való előállítása drága eljárás. Újabb megoldották az acetilén gyártását földgázból. Az acetilénképződés alapreakciója:



A rendkívül endoterm reakcióhőt három módon lehet pótolni:

a) úgy, hogy a reakciót ívfényben hajtják végre;

b) úgy, hogy a hőt külső hővel pótolják, például regeneratív kemencében, vagy

c) úgy, hogy a hőt a rendszerben egyidejűleg elégetett metán reakcióhőjével pótolják.

A reakcióhőmérséklet fenntartásán kívül gondoskodni kell arról, hogy a keletkező acetilén, amely ezen a hőmérsékleten instabil, legfeljebb 0,01–0,1 másodpercen belül lehűljön.

#### 1.11. Az ívfényes eljárás.

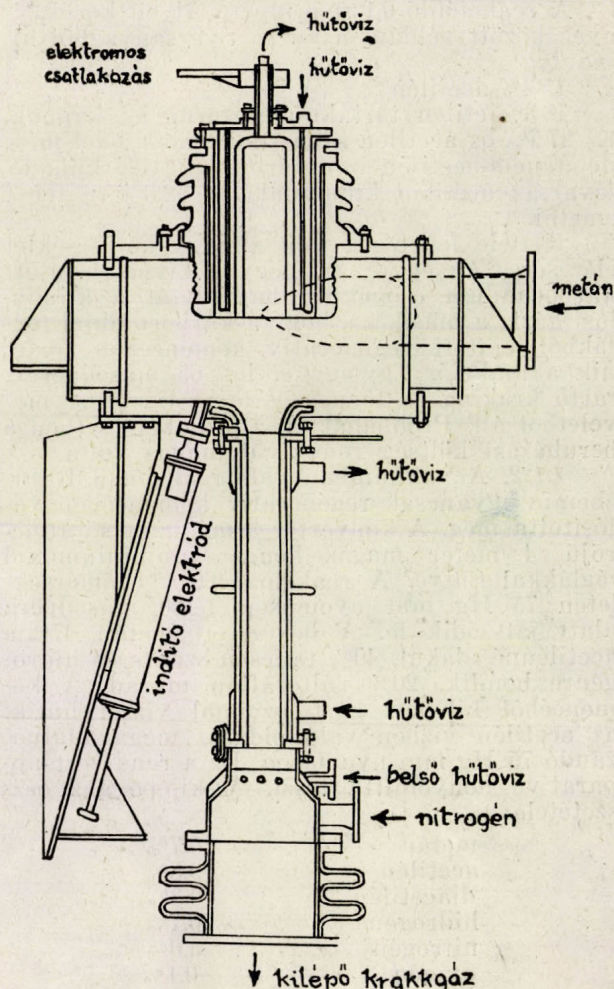
Az ívfénnyel dolgozó készülékekben ezek a feltételek viszonylag a legkönnyebben teljesíthetők. Ilyen eljárással dolgozott az I. G. Farbenindustrie Hüls-i gyára, ahol eleinte ásványolajfinomítóból származó hulladékgázokat (főleg etán és propán), később 92%-os metánt használtak föl és naponként 200000 m<sup>3</sup> 97%-os acetilént állították elő.

Az ívfény konvertert az 1. ábra mutatja. A metán tangenciálisan lép be a konverter feje alatt és a konverter tengelyében lefelé haladva alul jön ki abból. Az ívfény 7000 volt feszültséggel jön létre, hőmérséklete 1600 C°. A reakcióidő valamivel több csak, mint 0,01 másodperc. A krakkolt gázt azonnal 150 C°-ra hűtik vízsugár befecskendezésével.

A keletkező gáz összetétele:

acetilén	13%
hidrogén	52 „
etilén	1 „
metán	25 „
CO, N <sub>2</sub> , HCN és diacetilén	9 „

A reaktorba vezetett metán 3%-a korommá alakul át. Ezt a finom kormot vizes mosóval, ciklonnal és zsákszűrővel kell kivenni a gázból. A gáz összetétele és koromképződése szempont-



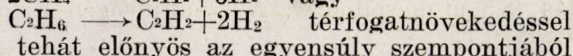
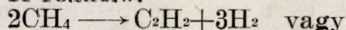
1. ábra.

jából kedvezőbb etánt vagy propánt felhasználni, úgy a gyártás gazdaságosabb. A híg gázokban levő acetilén kg-jának előállításához szükséges elektromos energia mintegy 10 Kwó. Tehát kb. azonos a kalciumkarbidon keresztül történő gyártás energiaszükségletével.

#### 1.12 Pirolizis fűtött reaktorban vagy regeneratív kemencében. (Wulf-eljárás.)

A metán vagy homologjainak pirolizisét nagyipari mértékben még nem valósították meg. A „pilot plantokban“ végzett vizsgálatok azonban lehetővé teszik az eljárás kiértékelését. A német (Ruhchemie) és az amerikai (Teunessee Eastman Corporation) eredmények azonosak.

A reakció:



Jár, tehát előnyös az egyensúly szempontjából az acetilén parciális nyomását csökkenteni, vagy úgy, hogy a reakciót csökkentett nyomáson végzik, vagy úgy, hogy a reakcióelegyet inertgázzal, vízgőzzel, sósavgázzal, széndioxid-dal hűtjék. A vákuumban történő operáció hátránya az újrakomprimálás költsége, az inertgáz alkalmazásának hátránya pedig a nagyobb hőszükséglet.

1.121. A kiinduló gázt 1:6 arányban keverik vízgőzzel. A metán esetében a reakcióhőmérséklet 1450 C°; etán, propán, bután esetén, 1250

C°. A reakcióidő 0,1 másodperc. Ilyen körülmények között például a bután nyersanyagból kiindulva

15,4% acetilén

18,3% etilén tartalmú gázterméket kapnak.

Ez 27,5%-os acetilén kihasználásának felel meg, de a nem-acetilén-szénhidrogének recirkulációjával az acetilén kihasználását 52,3%-ra lehet emelni.

Kétféle lehetőség van a nagy hőmérséklet elérésére. Az egyik az, hogy a kívülről fűtött karbonium csövekben hajtják át a kiindulási gázt; a másik az, hogy a karbonium téglából épített regeneratív kemencében történik a reakció. Egy-egy ciklus 65 másodpercig tartó kraking és 15 percig tartó tisztítási műveletről áll. Problémát okoz mindkét esetben a beruházási költség rendkívül magas volta.

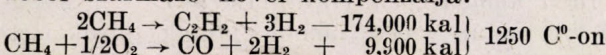
1.122. A vakuumban való reakciót a Ruhrchemie ugyancsak regeneratív kemencében valósította meg. A konverter 3 méter belső átmérőjű 4 méter magas henger alumíniumoxid téglákkal töltve. A reakció 1460 C° hőmérsékleten 75 Hg mm nyomáson 1/100 másodperc alatt játszódik le. A bevezetett metán 47%-a acetilén alakul, 40% teljesen szénre és hidrogénre bomlik, 20% változatlan marad. A kemencéből kilépett gázt azonnal vízzel hűtik, az acetilén vízben való oldását megakadályozandó 75 Hg mm nyomáson. Ez a rendszert apparatív bonyolulttá teszi. A kilépő gáz összetétele:

metán	15,7%
acetilén	9,8%
diacetilén	0,3%
hidrogén	70,7%
nitrogén	3,0%
oxigén	0,1%
széndioxid	0,4%

A krakkolás következtében az alumíniumoxidra lerakódó korom nem okoz zavart ebben a megoldásban, mert a regenerálási periódusban maradék nélkül elég.

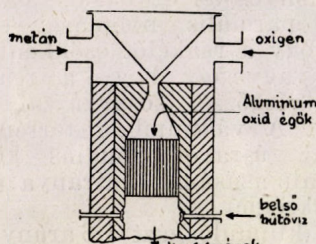
### 1.13. Az oxidációs módszer (K. W. eljárás).

A módszer lényege az, hogy az acetilénképződés endoterm reakcióhőjét a szénhidrogén egy részének tiszta oxigénbe való elégetéséből származó hővel kompenzálja:



A vízgázegyensúly határainak megfelelően CO<sub>2</sub> és H<sub>2</sub>O is keletkezik. Ezt az eljárást nagyiparilag is megvalósították Németországban Oppauban.

A szénhidrogént speciálisan kiképzett égőben tüzelik el (2. ábra), lényeges ugyanis a tökéletes gázkeverés és az egyenletes gázáramlás (8,5 m/másodperc). A szénhidrogén és oxigén aránya 2:1. Az égéshőmérséklet 1500 C°.



2. ábra.

Ezt csak a gázok 400 C°-os előmelegítésével lehet elérni. Erősebb előmelegítés viszont begyulladását okoz. A reakcióidő 1/100 másodperc. Az égési zóna után erős vízszugárral (Quench) a füstgázokat 80–90 C°-ra hűtik le, majd kokszt-szűrőn át vezetik el a dúsítóba. Az acetilén kihasználás a teoretikus 31%-a. A kilépő gázok összetétele:

acetilén	8–9%
metán	6–7%
széndioxid	3–4%
szénmonoxid	24–26%
hidrogén	56%

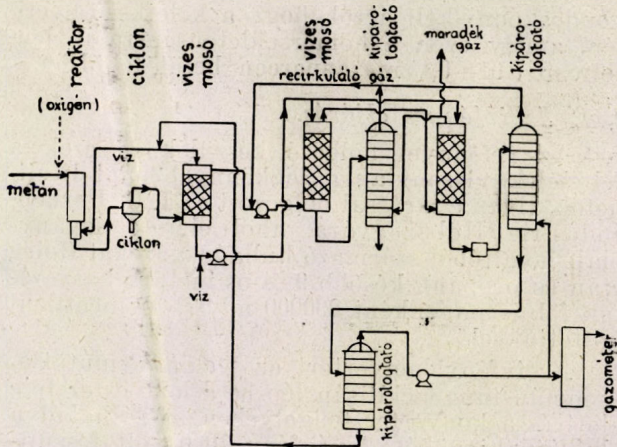
A készülékben keletkező és lerakódó kormot időnként eltávolítják, zavart nem okoz. A kilépő gáz közvetlenül alkalmas acetongyártásra, egyébként acetilénre és szintézisgázra dolgozzák fel.

### 1.14. Az acetilén dúsítás és tisztítás.

A három ismertett módszerrel előállított acetilén a kilépő gázoknak 8–10%-a és rendszerint olefin és acetilén homológok is kísérik. Ezek a vegyületek különösképpen károsak a további felhasználás szempontjából. A speciális oxidációval előállított acetilén-füstgázban széndioxid is van és az a dúsítás szempontjából még további problémát jelent.

1.141. Az ívfényes krakkolással vagy piroízissal előállított acetilén tartalmú gázokból az acetilént szelektív oldószerekkel scrubberben nyomás alatt kimossák. E célra a víz is megfelel, bizonyos esetekben organikus oldószereket (acetont, trimetilkarbamid, N-dimetil hangyasav-amid, „cellosolve“) alkalmazhatnak.

A megoldás folyamat-vázlatát a 3. ábra tünteti fel.



3. ábra.

Az ívfénykemencéből vagy regeneratív kemencéből kilépő gázt először ciklonon vezetjük keresztül, hogy a szülő kormot leválasszák. utána nyomáson vizes mosóba vezetik. Mivel az acetilén jobban oldódik vízben, mint az acetilén, ebben a mosóban eltávolítják az összes diacetilént s az acetilénnek kb. 25%-át. A mosóvíz ezután egy atmoszferikus kipárolótába kerül, ahol a vízből, acetilénmentes recirkuláltatott maradékgázokkal az összes oldott acetilént kihajtják, az így nyert acetilént az első nyomás alatti vízmosótornyba vezetik vissza.

Az acetilénben dús gázokat, amelyek az első nyomás alatti vízmósóból távoznak, ugyanolyan nyomáson egy másik vízmósótoronyba vezetik és ott az összes acetilént és széndioxidot abszorbeáltatják, kevés hidrogén és metán is elnyelődik. A vízmósótoronyból eltávozó maradékgázokat egyrészt, mint említettük, az acetilén kihajtására használják fel. Ha adott körülmények között ez gazdaságos, a hidrogént elválasztják a metántól és mint tiszta hidrogént használják fel, a metánt pedig recirkuláltatják és visszavezetik a reakcióba.

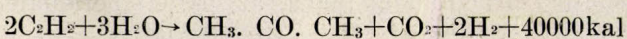
A vizes acetilénoldatot expandáltatják 1 atm. nyomásra, a kevés elnyelt hidrogént és metánt acetilén árammal kihajtják az oldatból. Az így keletkező gázt az első diacetilén-mosóba vezetik vissza, hogy az acetilént visszanyerjék.

Az acetilénes oldatot 40 Hg-mm nyomáson kipárolgatják, majd az acetiléngázt 1 atm. nyomásra komprimálva, tároló tartányba viszik. A kevés acetilén ekkor még kevés széndioxidot tartalmaz, amelyet lúgos mosással távolítanak el. Ilyen módon 98–99%-os acetilént nyernek.

Látható, hogy az acetilén előállítása azért költséges, mert nagy folyadék- és gázmennyiségek és nagy recirkuláló gázmennyiségek mozgatása nagyteljesítményű kompresszort kíván. Ennek a rendszernek éppen ezért egy variációját alkalmazták Hüls-ben, ahol a diacetilén eltávolítása —78 C°-on való kifagyasztással történt. Az eljárás így azonban csak lényegtelenül olcsóbbodott.

1.142. A parciális oxidációval előállított acetilén koncentrációja kissé másképpen történik. A gázokat 18 atm. nyomáson komprimálják és onnan vízmósóba vezetik. Vízrel kimosás az acetilén és széndioxid javarészét, a maradékgázokat, amelyek lényegében monoxidot, hidrogént és még 7% metánt tartalmaznak, egy újabb konverterben oxigén adagolással teljesen szintézis gázzá alakítják át. Az acetilén és széndioxid vizes oldatát expanziós turbinán engedik keresztül, a 3 att.-nál kipárolgó részt rekomprimálva recirkuláltatják, az oldatban maradó gázokat 1.1 atm. nyomáson párolgatják ki. A vizet 0.05 atm. nyomáson teljesen gáztalanítják és a két gáz keverékéből, így 70% acetilén, 28% széndioxid és kevés szénmonoxid, metán és hidrogén tartalmú gázkeveréket kapnak, amely azután szintézis célokra alkalmas.

1.143. Az acetilén dúsításának és tisztításának költségei megtakaríthatók, ha rögtön a híg acetilént használják fel szintézisre. Ilyen eljárás az, amelynek lényege, hogy a híg acetilént tartalmazó gázokat 400 C° körüli hőmérsékleten ZnO kontakton vezetik át. Az acetilén 96%-a megfelelő reakciókörülmények megtartása esetén acetonná alakul át a következő egyenlet szerint:



Az acetont vízzel kimosás a gázoktól és így tiszta szintézisgázt kapnak.

### 1.15 A három eljárás összehasonlítása gazdaságosság szempontjából.

A szénhidrogénekből előállított acetilén ára a kalciumkarbidon keresztül előállított acetilén árával nehezen hasonlítható össze. A gyártelepek elhelyezése, szállítási költségek, az üzemenergia költsége, a gyártott acetilén mennyisége, a gyártott acetilén koncentrációja a koks vagy a metán ára és számos más másodrendű faktor játszik itt szerepet. Általában az elektromos ívfénykrakkolás előnyös lehet ott, ahol olcsó az elektromos energia és szénhidrogén is rendelkezésre áll. A regeneratív kemencékben történő krakkolás ott olcsó, ahol nagyon olcsó a földgáz az oxidációs eljárás pedig ott jön számításba, ahol a szintézis gázra az acetilénnel egyidejűleg szükség van. Az előállítási anyag és energiaszükségletről a következő táblázat ad összefoglalást:

II. TÁBLAZAT.

1 kr acetilén előállításának energia és anyagszükséglete

Eljárás	elektromos energia kwó		metán m <sup>3</sup>	oxigén kg
	koncentrált acetilénre	híg acetilénre		
Ivfényes eljárás	11,6 (98 %-os koncent.)	10,0	3,9	—
Pirolízis vakuumban	5,90 (98 %-os koncent.)	2,34	7,1	—
Oxidációs eljárás	2,02 (70 %-os koncent.)	0,12	6,1	5,7

A III. táblázatban részletezzük az oxidációs eljárással működő Oppaui üzem alapítási költségeit és acetilén előállítási árának részletezését 1939. évi birodalmi márkában:

III. TÁBLAZAT.

Az oxidációs üzem alapítási költségei és az acetilén előállítási ára.

<b>Alapítási költségek</b>			
5 acetilén generátor . . . . .	RM	700.000	
Kompresszorok . . . . .		600.000	
Acetilén tisztítás . . . . .		400.000	
A szintézisgáznál metán mentesítés . . . . .		300.000	2.000.000
<b>Gyártási költségek</b>			
Etán 3,070 m <sup>3</sup> /ó á 0.71 pfg/1,000 kkal RM/óra . . . . .		307.00	
<b>Parciális oxidáció költségei</b>			
Oxigén, 3 130 m <sup>3</sup> /ó á 2.2 pfg/m <sup>3</sup> . . . . .		68.20	
Földgáz, 1.67 × 106 kkal á 0.45 pfg/1,000 kka . . . . .		7.55	
Elektromos energia 120 Kwó á 14 pfg/Kwó . . . . .		1.68	
Hűtővíz, 160 m <sup>3</sup> á 2 pfg/m <sup>3</sup> . . . . .		3.20	
Munkabér, 5 munkás á 2.40 . . . . .		12.00	
Amortizáció, rezi, adók 18%-os alapon . . . . .		14.50	414.13
<b>Acetilén koncentráció</b>			
Elektromos energia 1900 Kwó á 1.4 pfg/Kwó . . . . .		26.60	
Víz 300m <sup>3</sup> /ó á 2 pfg/m <sup>3</sup> . . . . .		6.00	
Kenőolaj 1 kg . . . . .		0.50	
Munkabér, 3 munkás á 2.40 . . . . .		7.20	
Alt. költségek 18%-os alapon . . . . .		20.70	61.00
<b>A szintézisgáz metánmentesítése</b>			
Oxigén, 34 <sup>3</sup> m <sup>3</sup> /ó á 2.2 pfg/m <sup>3</sup> . . . . .		7.70	
Hűtővíz, 30 m <sup>3</sup> /ó 2 pfg/m <sup>3</sup> . . . . .		0.60	
Munkabér, 2 munkás á 2.40 . . . . .		4.80	
Alt. költségek 18%-os alapon . . . . .		6.20	19.30
A teljes gyártási költség . . . . .			494.43
A keletkezett 9,750 m <sup>3</sup> szintézisgáz ára . . . . .			264.00
A keletkezett 0.975 t acetilén gyártási költsége . . . . .			230.43
Az acetilén gyártási költsége tehát tonnánként: 236 RM			

Szénhidrogén gázokból előállított acetilén 97–98% tisztaságú és széndioxid, szénmonoxid, metán és hidrogén szennyezése lehet. A kalciumkarbidon keresztül előállított acetilén kevesebb szennyezést tartalmaz ugyan, szennyezései azonban: a foszforhidrogén és a kénhidrogén katalitikus reakciók szempontjából károsak és így eltávolítandók. Ez a tisztítási eljárás még növeli a felhasznált acetilén kg-kénti előállítási árát.

### 1.2 Etilén.

Az etilén előállítására a következő eljárások szolgálnak:

- a) etilalkohol dehidrálása;
- b) acetilén szelektív hidrogénezése;
- c) koks-kemence gázainak felhasználása;
- d) etilén szelektív oxidációja;
- e) etán dehidrogénezése;
- f) krakk-gázok felhasználása.

Ezek közül az eljárások közül b), c) és d) eljárást csak Németországban használták a háború alatt, amikor etilalkohol nyersanyagból kiinduló etilén iparuk számára kellett új alapanyagot biztosítani. Az e) és f) eljárás különösen a fejlett ásványolaj- és földgáziparral rendelkező országokban terjedt el.

#### 1.21 Etilén előállítása parciális oxidációval:

Az acetilén készítéséhez hasonlóan az etán parciális oxidációjával etilén is előállítható. Ebben az esetben is a reaktorban az etán egy részének elégetésével állítjuk elő az etán dehidrogénezéséhez szükséges hőmennyiséget. Ebben az esetben azonban az égés nem láng képzéséhez vezet, hanem egy kerámiai golyócskákka- lal töltött konverterben felületi égésről van szó. Az égés hőmérséklete 600–800 C°. Az etánt és az oxigént egymástól függetlenül előmelegítve vezetik be a konverterbe, a gondos üzemmenet azt kívánja, hogy a konverter 0.5–0.7 atanyomásan dolgozzék. 100 m<sup>3</sup> etilént tartalmazó gáz és 25 m<sup>3</sup> oxigén bevezetésekor 172 m<sup>3</sup> gáz keletkezik, amelynek 33,3 százaléka etilén, de 14,3% etánt is tartalmaz, továbbá 8% metánt, 32% hidrogént, 11% szénmonoxidot, ezenkívül széndioxid, oxigén és acetilén szennyeződést. Ebből a keverékgázból az etilént Linde-rendszerrel (mélyhűtés és frakcionálás) választják el egymástól.

#### 1.22 Etilén előállítása dehidrogénezéssel vagy krakkolással.

1.221. Az etilén jobb hatásfokú kinyerése szempontjából az etán dehidrogénezését is megvalósították, úgy, hogy az etánt nagy-sebességgel 700–850 C°-ra fűtött nikkelt nem tartalmazó acélesövön hajtják keresztül. A kilépő gázokban előforduló acetilént hidrálják, majd nehezebb szénhidrogéneket aktív szénnel kiszedik, utána pedig az etilént 20 atm. nyomáson rézetanolaminnal kimossák, majd kénsavas és káliúgos mosás után tiszta állapotban felhasználják. A nem reagáló gázok egy része körfolyamatban visszakerül a kemencébe, másik része pedig (amely főleg hidrogént tartalmaz) fűtési célokra szolgál. Az eljárás során 100 m<sup>3</sup> 90% etánt tartalmazó gázból 81 m<sup>3</sup>

97%-os etilén és 91 m<sup>3</sup> főképp hidrogént tartalmazó fűtőgáz keletkezik.

1.222. Az etán krakkolása 500–600 C° hőmérsékleten csökemencében, néha regeneratív kemencében történik. Az etán krakkolása rendkívül kevert gázokhoz vezet, amelynek a szeparációja az eljárás kényes pontja. Éppen ezért gyakran etán-propán keverékből vagy krakk-gázokból indulnak ki, és a szeparációs rendszert egy recirkulációs szisztémával a kemencék elé kapcsolják és a különböző anyagok krakkolását szelektíven oldják meg. A probléma tehát nem az etán, propán, vagy az olefinek termikus átalakítása etilénné, hanem sokkal inkább a keletkező etilén szeparálása. Általában az etilén szeparálása lehetséges gazdaságosan akkor, ha legalább 5%-os koncentrációban van jelen a gázokban.

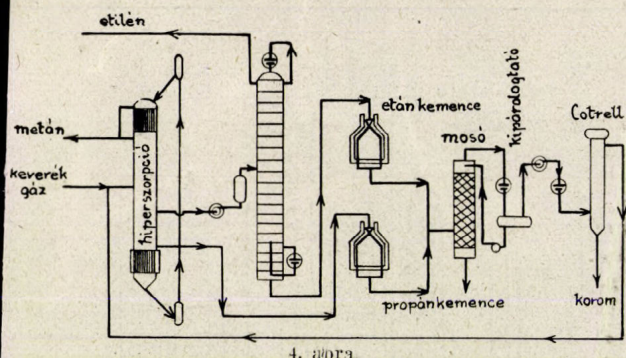
Az eljárások egyikének sem lehet prioritást adni, a mellék-körülmények döntenek el, hogy adott esetben melyik használható. Akkor hogyha Linde-berendezés egyébként rendelkezésre áll az oxidációs eljárás a viszonylag egyszerű apparátúra folytán kis beruházási költséggel létesíthető. Olyan esetben, amikor adott mennyiségű etánból maximális etilénhozamot kell kinyerni, külső melegítéses eljárást szokás alkalmazni.

#### 1.23. Az etilén elkülönítése keverékgázokkal.

1.231. Az etilén elkülönítésének egyik módja a cseppfolyósítás után következő nyomás alatti frakcionált desztilláció. A krakkolt gázokat 40 atm. nyomásra komprimálják és kénhidrogén-mentesítés után ezen a nyomáson frakcionálják, úgy hogy a fejpárlat –90 C° legyen. A fejpárlat hőmérsékletét folyékony metán refluxszal érik el, a folyékony metánt folyékony etilén elpárologtatásával állítják elő. Így az első kolonna tetejéről a metánt és a hidrogént lehet elvenni. A második kolonna szolgál az etilén szeparálására, ennek fejpárlata –18 C°, amelyet forrásban levő folyékony propánnal állítanak elő. Két további kolonna szükséges ahhoz, hogy az etánt a C<sub>3</sub> frakciókat és a magasabb olefineket elválasszák egymástól.

1.232. A hiperszorpciós módszer lényege az, hogy a keverékgázokat egy hiperszorpciós kolonnába vezetik, amelyben aktív szén folytonos üzemben fölülről lefelé mozog és szelektíven adszorbeálja a különböző gázokat. A kolonna tetején metánt és hidrogént vesznek el, a kolonna közepén a betáplálás alatt a C<sub>2</sub> frakciót és ezt egy nyomás alatti lepárló toronyban etilénre és etánra bontják. Az etánt szelektíven krakkolják. A hiperszorpciós kolonna aljáról a C<sub>3</sub> és ennél magasabb párlatokat veszik le és ezeket egy külön kemencében krakkolják magasabb hőmérsékleten és nyomáson, hogy az etilén koncentráció a lehető legnagyobb legyen. A forró krakk-gázokat mindkét kemencéből egyesítik és hideg olajjal quenichelik, majd a könnyű gázokat kipárologtatják az olajból és egy Cotrell-készüléken keresztül visszavezetik a hiperszorpciós kolonnába, az eredeti betáplált anyaggal együtt: 4. ábra.

1.233. Az abszorpciós-deszorpciós módszerrel a krakk-gázkeverék 750–800 C° hőmér-



lént használ fel izooktán gyártására; mivel itt izobutilénre van szükség. A butánt először izobutánná alakítják át és az izobután dehidrogénezésével kapják meg a repülőgépbenzin-gyártás e fontos alapanyagát.

### 1.5 Butadien.

1.51. A műgumigyártás rendkívüli mennyiségeket igényelt a második világháború alatt butadienből. A Szovjetunióban, az Északamerikai Egyesült Államokban és Németországban a butadien-termelés 1943-ban összesen kb. 1.500.000 tonna volt.

A butadien nagyipari előállítására legelőször az alkohorból kiinduló eljárásokat valósították meg. De ezeket az eljárásokat csakhamar kiszorította a mezőgazdasági alkohol helyett földgázból előállított alkohol, sőt a direkt földgázból, krakkgázokból kiinduló butadien-gyártás. A butadien-gyártás alapanyaga ebben a vonatkozásban normál-butilén, ezt a vegyületet vagy normál butánból, dehidrogénezéssel állítják elő vagy pedig krakkgázokból szeparálják. A normál butilénből óriási mennyiségeket igényel a repülőgépbenzin-gyártás, és így érthető, hogy ezt az anyagot választották az új butadien-gyártás eljárásának anyagául. Ezt megtehették ott, ahol a butilén-gyártás nagyüzemileg már meg volt valósítva, ott, ahol fejlett ásványolajkrakkoló ipar volt s megtehették ott, ahol tiszta butángázból is korlátlan mennyiségek állottak rendelkezésre. Éppen ezért érthető, hogy Németország a butadien-gyártásra nem ezeket a módszereket alkalmazta.

A butilén katalitikus dehidrogénezése a reaktor számítása és építése szempontjából nehéz feladat. A feladatot nehezzé teszi a butilénnek és a butadiennek kémiai természete és a reakció termodinamikailag bonyolult volta. Olyan reaktort kell tervezni, amelyben a butadien nem polimerizálódik, hanem mellékreakcióként inkább kokszt és hidrogént képez. Emellett a butadienképződés erős térfogatnövekedéssel járó reakció, tehát parciális nyomását a reakció közben 90–100 mm-re kell csökkenteni.

A reakciót 660 C° hőmérsékleten játszatták le, oly módon, hogy a reakció-idő aránylag kicsi, 0,2 mp legyen. Oly módon járnak el, hogy a butilén konverzió 25–30% legyen egy keresztülhajtással. További problémát jelent az is, hogy a reakció rendkívül endoterm, és így a reakcióhőmérséklet fenntartásáról, reaktoron belüli hőátadásról kell gondoskodni. A megoldás az, hogy a butilént vízgőzzel keverve viszik a reaktorba, így a butilén parciális nyomását csökkentik, a túlhevített vízgőz egyszersmind gondoskodik a reakcióhő pótlásáról. Ennek a megoldásnak további előnye az, hogy alkalmas katalizátor esetén a képződő kokszt a vízgőz vízgázzá alakítja át. Ennek feltétele azonban az, hogy vízgőz jelenlétében is kellőképpen állékony és aktív katalizátort használjanak, tehát a dehidrogénezésre általában szokásos használt alumíniumoxid, krómoxid katalizátorok erre a célra nem alkalmasak. Az eljárás folyamat ábráját az 5. ábra szemlélteti. Ebben a megoldásban a butadien szeparálására ammóniumrézacetátot használnak, ebben ugyanis a butadien jobban oldódik, mint a többi C<sub>4</sub> gázok. A butadien szeparálására természetesen más lehetőségek is vannak, így pl. az abszorpciós

sékleten kerül ki a krakk-kemencéből, ezt hőcserélőkön 20 C°-ra hűtik, majd 28 atm. nyomáson magas aromás tartalmú gázolajjal kimosás. Így a metánt és hidrogént elválasztják az etiléntől. Ezután a gázolajból kipárologatják az etánt és etilént. E kettőt közönséges frakcionálással választják el egymástól az etánt szelektíven krakkolva visszavezetik a nyersgázhoz. A deetanizáló torony nehézpárlataiból egy harmadik toronyban kipárologatják a propánt és ezt a propánt etilénre krakkolják. A krakkgázokat ugyancsak a betápláláshoz adagolják. Ezzel a módszerrel 95% tisztaságú etilént lehet előállítani.

1.24. Az etilén előállító üzemek alapítási költségei, üzemi költségei és az etilén önköltségének összefüggése a következő táblázatból derül ki.

IV. TÁBLAZAT.

	50 t/nap	150 t/nap
Alapítási költség . . . . .	2.8	1.8
Üzemi költség . . . . .	1.6	1.4
Nyersanyag ár . . . . .	0.6	0.6
	5 cent/kg	3.8 cent/kg

### 1.3 és 1.4 Propilén és butilén.

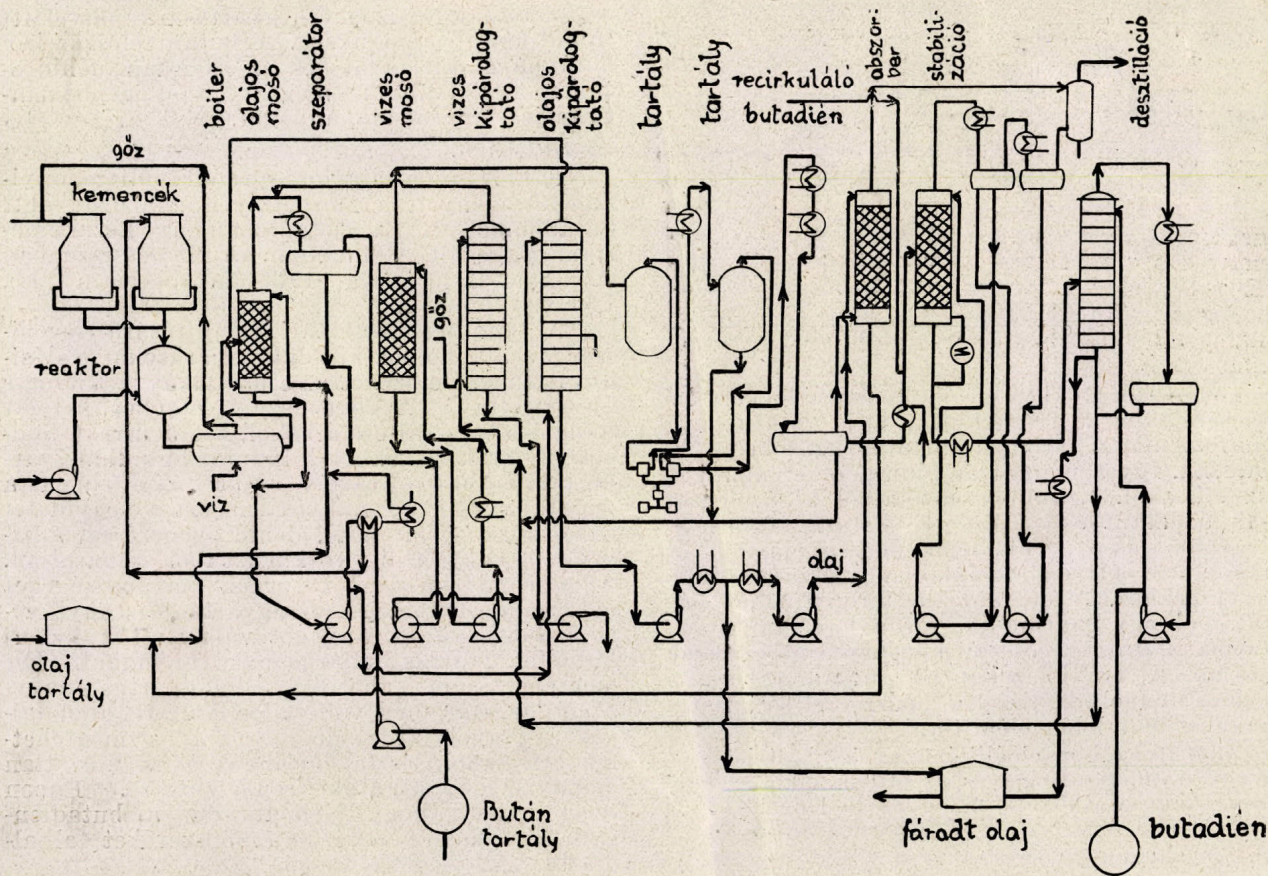
1.3. A propilén előállítása lényegében ugyanazon módszerekkel történhet, mint az etiléné, tehát tiszta propán dehidrogénezésével, vagy krakkgázok feldolgozásával. A propán dehidrogénezésénél azonban már katalitikus eljárásokat is alkalmaznak, sőt a szelektív égetés módszerét is megvalósították nagyipari méretekben.

100 liter 95%-os propán 213 liter kilépő gázt ad az oxidációs eljárásnál (14.). A propánt ugyancsak 650 C°-ra melegítik elő; 65–70 liter propánhoz 30–35 liter oxigént adnak. A kilépő gáz összetétele:

CH <sub>4</sub>	25.5%
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3.0%
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4.2%
C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0.1%
C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0.7%
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub>	28.5%
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7.0%
C <sub>4</sub> H <sub>8</sub>	1.2%
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	0.6%

Összesen: 69.8%. A többi CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O.

1.42. A butilén előállítása katalitikus dehidrogénezéssel történik, ebben az esetben is szeparációs problémák megoldása dönti el az eljárások sikeres, gazdaságos keresztvitelét. Az ásványolajipar hatalmas mennyiségű buti-



5. ábra.

módszer, amelynek lényege az, hogy gázolajban szelektíven nyeletik el egymásután a  $C_3$ ,  $C_4$  és a nehezebb frakciókat, a  $C_4$  frakcióból a butadiént ezután nyomás alatti desztillációval választják el. Egy további lehetőség a szolvent extrakciós desztilláció furfurallal, vagy pedig a nyomás alatti azeotrop desztilláció ammóniával.

2. OXIGÉNTARTALMÚ VEGYÜLETEK

Oxigéntartalmú vegyületek előállítására a következő utak lehetségesek:

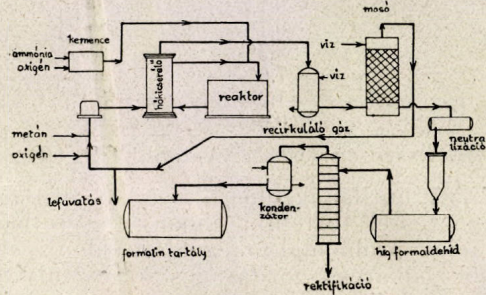
1. szénhidrogének direkt oxidációja,
2. olefinek hidratálása,
3. szénhidrogének vagy olefinek halogénezése, a halogénvegyületek hidrolízise,
4. szénhidrogének oxidációja szintézisgázzá és a szintézisgázból katalitikus reakcióban szintézis.

2.11. Formaldehid.

A metán formaldehiddé való direkt oxidációja a Gute Hofnungs Hütte és a Hybernia eljárása szerint történhet.

2.11.1. Az oxidáció alacsony nyomáson, magas hőmérsékleten, levegővel történik, egész kismennyiségű nitrogénoxidgáz, mint katalizátor jelenlétében. A nyersanyag 98% metánt tartalmazó földgáz. A metán és a levegő 1:3.7 térfogat arányban külön vezetékben lép be a reaktorba (6. ábra), a kilépő gázokból a formaldehidet vízzel kimossák, a maradék gázokat pedig az összes belépő gázhoz viszonyítva 9:1

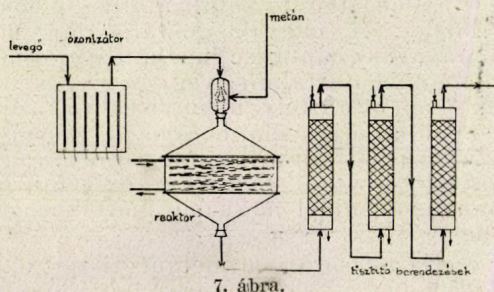
arányban recirkuláltatják. A belépő gáz és a recirkuláló gáz hőkicszerlőn megy keresztül, ahol  $400\text{ }^\circ\text{C}$ -ra fűtik fel azokat, a reaktorból kilépő forró gázokkal. A nitrogénoxidot ammónia elégetésével nyerik, levegővel, platina-katalizátor segítségével. A levegő, metán recirkuláló gáz és a nitrogénoxid katalizátor forró keveréke fölül lép be az üres reaktorba, ahol a formaldehiddé való átalakulás  $400\text{--}600\text{ }^\circ\text{C}$  hőmérséklet által történik meg. A kilépő forró termékgázok az előbb említett hőkicszerlőben  $200\text{ }^\circ\text{C}$ -ra hűlnek le, majd hűtőn keresztül vizes mosóba jutnak, ahol a formaldehidet elkülönítik. A formaldehidmentes gázt nem teljes egészében recirkuláltatják, hanem a belépő gáz térfogatának megfelelő mennyiséget elveszik és a reaktor fűtésére használják. A vizes mosóból kijövő oldat 5–10% formaldehidet tartalmaz és a hangyasav neutralizációja után 4 att. nyomáson desztillálják és így végül is 34 súly% formaldehid, 3% metilalkohol és 63% víztar-



6. ábra.

talmú termékhez jutunk. Ez az üzem kb 200 normál m<sup>3</sup>/óra metánt fogyaszt és ebből óránként 26.4 kg formaldehidet termel. Ez megfelel a stöchiometrikus hozadék 9.7%-ának. A reaktor 53 db 3 m hosszú és 80 mm belső átmérőjű szikromál csövet tartalmaz, ezeket a csöveket 10 mm vastag kerámiai burkolat védi. A desztillációs készüléket rézből építették. Ilyen gyár működik Romániában Copsa-Micán, az ottani négy reaktor napi összkapacitása 18 tonna 100%-os formaldehid.

2.112. A „Hybernia Procesz“ alacsonyabb hőmérsékleten, 70 C fokon dolgozik, az oxidációt 1% ózontartalmú oxigénnel végzik, egy bárium peroxid tartalmú katalizátor jelenlétében. (7. ábra.) Német számítások szerint egy napi 10 tonna formaldehidet termelő üzem beruházási költsége 1.300.000 RM és a formaldehid előállítási költsége 20%-os amortizációt számítva, 25.21 Pf kg-ként.



7. ábra.

## 2.12. Rövidszénláncú paraffinek oxidációja.

A C 4-ig terjedő szénhidrogének oxidációjával különböző oxigéntartalmú vegyületek állíthatók elő. Ezeknek a vegyületeknek az előállítása nagymértékben függ a reakció körülményei és az alkalmazott katalizátor minőségétől, valamint az alkalmazott nyersanyagtól is. Távolról sem állítható, hogy a kérdés reakciókinetikailag és termodinamikailag megoldott. Mégis nagyjából a következő táblázat foglalja össze a lehetőségeket.

Termék	CH <sub>3</sub> OH	CH <sub>2</sub> O	CH <sub>3</sub> CHO	CH <sub>3</sub> COCH <sub>3</sub>
Nyersanyag				
C <sub>1</sub>	1	2	—	—
C <sub>2</sub>	2	1	3	—
C <sub>3</sub>	3	2	1	4
n C <sub>4</sub>	3	2	1	4
i C <sub>5</sub>	4	3	2	1

A táblázat mindössze azt mutatja, hogy milyen főbb termékek keletkeznek az első oszlopban foglalt telített szénhidrogének tiszta oxigénnel való oxidációjakor rézkatalizátor jelenlétében, a számok pedig arra utalnak, hogy a termékek viszonylag milyen mennyiségben keletkeznek. Egy ilyen üzem főbb termékei: metilalkohol, formaldehid, acetal, propilalkohol, propionaldehid, propionsav, metiletiketon és tetrahidrofuran.

## 2.13. Etilénoxid és etilenglikol.

2.131. Ez a két termék etiléngáz levegővel való oxidációjakor állítható elő. Az etilént nagy fölöslegben keverik levegővel, úgyhogy a

robbanási koncentráció alatt maradjon. A gázkeveréket a reagált gázokkal előmelegítik, majd a katalitikus konverterbe vezetik, amelynek hőmérséklete a katalizátor elkészítésének módjától és élettartamától függően 200–300 C°. Az etilén átalakulása 40–45%. Széndioxidon és vizen kívül egyetlen organikus szennyezős van, nevezetesen acetaldehid, amelynek mennyisége a koncentrált végtermékben a 0.2%-ot nem haladja meg. Az etilénoxidot vízzel kimossák a termékből, vagy kénsavval, amikor is az etilénoxid glikollá hidrolizál. A 20%-os glikoldatot hidrolizálják, majd megfelelő koncentrációjú terméké alakítják át frakcionáló-rendszeren, amelynek során diglikol és triglikol keletkezik.

Az ilyen üzem alapítási költsége 50–100 %-ig haladja meg a klasszikus glikolklorhidriden keresztül történő gyártás üzemének alapítási költségeit. Viszont hatalmas előnye a levegőoxidációs eljárásnak, hogy nem használ klórt, amelynek ára meglehetősen nagy. Viszont 117 kg etilénre van szükségünk 100 kg etilénoxid előállítására, ugyanakkor, amikor a klasszikus eljárásnál 80–90 kg etilén is elegendő.

## 2.2. Etilalkohol és más alkoholok.

Az etilalkohol etilénből való gyártására három eljárás alakult ki:

1. katalitikus hidratáció gőzfázisban, szilárd katalizátor jelenlétében,
2. katalitikus hidratáció folyékony katalizátor jelenlétében,
3. az etilén elnyelése kénsavval és a keletkező kénsavészter hidrolízise.

Mind a három eljárásnak megvan az előnye és a hátránya, mégis a harmadik eljárást választották meg leginkább, technikai okok miatt.

2.21. Az első eljárásban az etilalkohol-képződés egyensúlya a hőmérséklet növekedésével gyorsan csökken, viszont azon a hőmérsékleten, ahol az egyensúly kedvező, a reakciósebesség túlságosan kicsi. Olyan hőmérsékleten dolgozni, ahol a reakciósebesség megfelelő volna, az egyensúlyi koncentráció kedvezőtlen, ezért nagynyomású apparátúrában kell dolgozni, hogy technikailag kitermelhető etilalkohol keletkezzék. Az üzemi költségeket azonban így jelentős etilén térfogatok recirkuláltatása meglehetősen emeli. A reakcióban használatos katalizátorok alumíniumoxid, komplex foszfát vegyületek és báriumoxid. Az effajta üzem létesítésének beruházási költségei a többi eljáráshoz viszonyítva viszonylag kicsinyek, azonban természetesen egészen tiszta etilént kell használni, nehogy az inertgázok akkumulációja bekövetkezhessenek.

2.22. A második eljárás katalizátora kénsav, a reakció körülménye összehasonlíthatatlanul kedvezőbb, mint az első esetben, ez az eljárás ideális lenne, azonban olyan korrozíót okoz a vizes kénsavoldat, hogy egy ilyen üzem megvalósítása gyakorlatilag nem volt lehetséges.

2.23. Az etilalkohol előállítása etilén hidratálásával közvetett módon történhet, úgy, hogy először az etilént koncentrált kénsavban elnyeljük, majd az etilhidrogénszulfátot és a dietilszulfátot egy második lépésben vízzel etilalko-



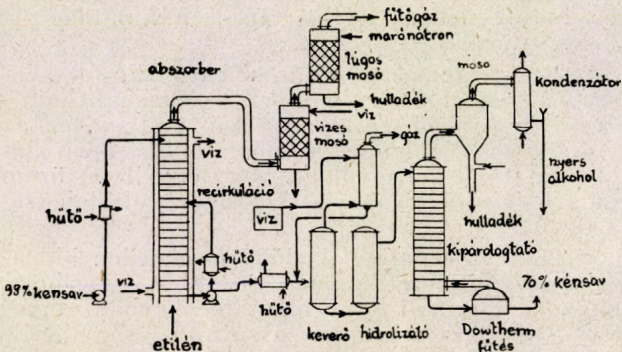
hollá hidrolizálják. Ezt az eljárást nem szorítja korlátok közé az etilalkohol reakció egyensúlya, mivel ebben az esetben az egyensúlyt megváltoztatja a koncentrált savas oldat hígítása. Termodinamikailag tehát a hígítás szabad energia változását hozzá kell adni a direkt hidratáció szabad energia változásához és a számítások és a gyakorlat azt mutatja, hogy így kvantitatív átalakulás lehetséges.

Az etilén tartalmú gázok 90% etilént kell tartalmazzanak minimálisan. Ezt a 97%-os kénsavval abszorpciós korongban elnyeletik, a maradék gázokat lúgos mosás után — amennyiben metán tartalmúak — fűtőgázként lehet alkalmazni. Az abszorpciós toronyból kifolyó kénsav oldat hidrolizáló edénybe kerül, ahol víz hozzáadásával az etilszulfátokat etilalkohollá alakítják át. Az alkohol és víz keveréke innen kipárolgató kollonába kerül, a 70%-os felhígított kénsav Dowtherm reboilon keresztül távozik a torony alján, az alkohol, éter és vízgőz kerül kondenzátoron keresztül. A nyers alkoholt egy kisebb rektifikáló tornyon megszabadítják az étertől, majd az étermentes alkoholt rektifikáló oszlopban 96%-os termékig koncentrálnak. A kénsav 70%-os koncentrációban hagyja el ezt a rendszert, meglehetősen szennyezett állapotban. A kénsavat ezután két lépcsős Dowtherm fűtésű vákum rendszerben párolják le. (8. ábra.)

Ennek a rendszernek előnye az, hogy gyakorlatilag 70–80%-os konverziót lehet benne elérni, viszont hátránya, hogy a kénsav használata következtében speciális felszerelést igényel és hogy a kénsav koncentráció nagy energia fogyasztó. A kénsav koncentráció berendezésnél az ólombélésű apparaturáról, kerámiái anyagokkal, üveggel és újabban karbattal bélelt készülékekre térnek át.

### 2.3 Glicerín.

A gyártási eljárás részleteiben csak kevés ismeretes. Ásványolaj krakk-gázak propilénjét klórgázzal reagáltatják magas hőmérsékleten. A hőmérsékletet a nyomást és a gázok áramlási sebességét úgy vezetik, hogy allilklorid kitermelés optimális legyen. A reakció keveréket egy desztillációs batriában tisztítják. A tiszta allilkloridot ezután klórral vízzel és marónátronnal reagáltatják és így nyers, híg glicerín oldatot kapnak. Ezt az átalakítást megfelelő pH mellett kell végezni. Az így kapott termék konyhasó és glicerín vizes oldata, amelyet több-fokozatos bepárolóban koncentrálnak és sómentesítenek. A második lépcsőben a só-



8. ábra.

mentesítés és koncentráció vákumban történik, ezután a tömény glicerín tisztítórendszerbe kerül, ahonnan 99%-os tisztaságban kerül ki. A glicerint alumínium tankokban szállítják.

### 2.4. Oxigéntartalmú vegyületek előállítása szintézisgázból.

Az acetilén előállításáról szóló fejezetben már láttuk a szintézisgáz előállítását metánból (KW-eljárás). Természetesen a szintézisgáz metánból acetilén keletkezése nélkül is előállítható. Kétféle mód áll rendelkezésre, a metánt meg lehet bontani vízzel, lehet parciálisan égetni oxigénnel, mindkét út szintézisgázhoz vezet.

A szintézisgáz felhasználásának klasszikus német módszerét (Fischer-Tropsch szintézis) újabban nagy mértékben megváltoztatta a gyakorlat, amennyiben a nagy oktánszámú motorhajtó anyagok előállítása céljából erre a szintézisre a lebegtetett katalizátorok módszerét alkalmazták. A nagyobb oktánszámú motorhajtó anyagok szintézise mellett ilyen módon azonban oxigéntartalmú vegyületek is keletkeznek nem is csekély mennyiségben, azonban minden eddigi eljárásnál olcsóbban. Eppen ezért ezt az eljárást (Hydrocol-szintézis) oly irányban igyekeznek javítani, hogy az oxigéntartalmú vegyianyagok minél nagyobb mértékben keletkezzenek.

Az eljárás során a metánt tiszta oxigénben 1250°-on enyhe nyomás alatt oxidálják szintézisgázzá, majd lebegtetett katalizátort tartalmazó konverterbe vezetik. A reakció 315° hőmérsékleten néhány att. nyomáson megy végbe vaskatalizátor alkalmazásakor. A metán égetésekor és a konverterben felszabaduló hő nagy nyomású (255 C°) gőz fejlesztésére használják. A keletkező termékek:

Alkoholok	to.
Metilalkohol	330
Etilalkohol	28.450
n-propilalkohol	6.450
n-butilalkohol	1.950
Amilalkohol	470
<b>Aldehidek</b>	
Acetáldehid	4.070
Propionaldehyd	860
Butilaldehyd	1.230
<b>Savak</b>	
Ecetsav	5.536
Etionsav	3.890
Vajsav	1.870
<b>Ketonok</b>	
Aceton	5.000
Metiletilketon	2.130
Metilpropilketon	270
Metilizopropilketon	110

Az összes oxigéntartalmú vegyület évi termelése tehát egyetlen Hydrocol üzemben 62.590 tonna. Egy ilyenfajta üzem beruházási költsége évi 1 tonna termékre számítva a klasszikus Fischer-Tropsch üzemhez viszonyítva 50%. A termék önköltségi árának 50%-a a fölhasznált földgáz ára.